

**Phasengleichgewichte in Anwesenheit
komprimierter Gase und ihre Bedeutung
bei der Trennung schwerflüchtiger Stoffe**

**Dem Fachbereich Ingenieurwissenschaften
der
Universität Erlangen-Nürnberg**
—

als Habilitationsschrift vorgelegt

von

Gerd Brunner
—

Erlangen, Februar 1978

Als Habilitationsschrift genehmigt

vom Fachbereichsrat des Fachbereichs Ingenieurwissenschaften
am 28. 6. 1978

Dekan: Prof. Dr. D. Seitzer

Berichterstatter: Prof. Dr. S. Peter

Prof. Dr. H. Hofmann

Meinem Lehrer, Herrn Prof. Dr. S. Peter bin ich zu ganz besonderem Dank verpflichtet. Er hat mich nicht nur zur Beschäftigung mit dem faszinierenden Gebiet der Phasengleichgewichte angeregt, sondern die Arbeiten auch stets tatkräftig unterstützt und manchen toten Punkt überwinden helfen.

Bei der Ermittlung des umfangreichen experimentellen Materials, in vielen Diskussionen über experimentelle und thermodynamische Fragestellungen und bei der Verarbeitung des Materials war ein großer Teil der Mitarbeiter des Instituts für Technische Chemie II der FAU Erlangen-Nürnberg am Zustandekommen dieser Arbeit direkt oder indirekt beteiligt. Ich möchte ihnen hiermit herzlich dafür danken.

Meiner Familie habe ich für die ausdauernde Unterstützung und Rücksichtnahme Dank zu sagen.

Erlangen, Februar 1978

Gerd Brunner



Phasengleichgewichte in Anwesenheit
komprimierter Gase und ihre Bedeutung
bei der Trennung schwerflüchtiger Stoffe

Dem Fachbereich Ingenieurwissenschaften
der
Universität Erlangen-Nürnberg

als Habilitationsschrift vorgelegt

von

Gerd Brunner

Erlangen, Februar 1978

Zusammenfassung

Mit Hilfe komprimierter Gase lassen sich Mischungen aus schwerflüchtigen Stoffen bei niedrigen Temperaturen trennen. Dies beruht größtenteils auf der erhöhten Löslichkeit komprimierter Gase für schwerflüchtige Stoffe. Die Kenntnis der Phasengleichgewichte zwischen dem komprimierten Gas und den schwerflüchtigen Stoffen in Abhängigkeit von Druck und Temperatur ist nötig, um beurteilen zu können, ob und unter welchen Bedingungen eine Trennung durchführbar ist.

Anhand der Phänomenologie der Phasengleichgewichte von Stoffgemischen, die Komponenten mit sehr unterschiedlichen Flüchtigkeiten enthalten, wird gezeigt, daß das Existenzgebiet einer gasförmigen mit einer flüssigen Phase sich bis zu Drücken erstreckt, die ein Vielfaches größer sind als die kritischen Drücke der reinen Komponenten. Derartige Mischungen weisen bei tieferen Temperaturen durch das Auftreten mehrerer flüssiger und fester Phasen ein recht komplexes Verhalten auf. Bei Temperaturen, die entsprechend höher liegen als die kritischen Temperaturen der komprimierten Gase und auch höher sind als die Schmelztemperatur der schwerflüchtigen Komponenten, kann man Phasenübergänge gas - flüssig erwarten, ohne daß zusätzlich Mischungslücken in der flüssigen Phase auftreten.

Die Löslichkeit der schwerflüchtigen Stoffe im komprimierten Gas nimmt mit der Dichte der gasförmigen Phase zu. Es werden Konzentrationen der schwerflüchtigen Stoffe in dieser Phase erreicht, die unter geeigneten Bedingungen erheblich größer sein können als die Löslichkeit der flüssigen Phase für die schwerflüchtigen Stoffe. Fügt man dem System aus komprimiertem Gas und schwerflüchtigen Stoffen ein mittelflüchtiges Lösungsmittel zu, können hohe Löslichkeiten schon bei relativ niedrigen Drücken erreicht werden.

Die Ermittlung der Phasengleichgewichte mit komprimierten Gasen erfolgte weitgehend experimentell, mit Hilfe einer statisch-analytischen und einer statisch-synthetischen Methode. Beide Methoden und die zugehörigen Apparaturen wer-

den beschrieben und diskutiert. Mit ihrer Hilfe kann das gesamte Phasenverhalten eines Systems bestimmt werden, wobei die analytische Methode vorzugsweise für Mehrkomponentengemische und Löslichkeiten in der Gasphase, die synthetische Methode vor allem für das kritische Gebiet geeignet ist. Von den im Zusammenhang mit der Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase untersuchten Systemen wurden etwa 50 für diese Arbeit herangezogen.

Stehen geeignete Berechnungsmethoden für Phasengleichgewichte bei hohen Drücken zur Verfügung, lassen sich die Experimente nicht unwesentlich einschränken. Eine modifizierte Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong mit dreistoffspezifischen Parametern bildete die Grundlage, mit der die Berechnung von Phasengleichgewichten mit schwerflüchtigen Stoffen durchgeführt werden konnte. Ausgehend vom Molvolumen bzw. der Dichte der reinen Stoffe wurden funktionelle Zusammenhänge ermittelt, die es gestatten, RK-Parameter schwerflüchtiger Stoffe zu bestimmen. Für die Wechselwirkungsparameter ergaben sich aus der Dichte von Gemischen und der Löslichkeit von Gasen unter Normalbedingungen aussichtsreiche Ansätze. Mit den auf diese Weise bestimmten Parametern gelingt es, Phasengleichgewichte komprimierter Gase mit komplexen Gemischen aus schwerflüchtigen Stoffen gut wiederzugeben.

Die Ergebnisse der Phasengleichgewichtsmessungen werden dargestellt. Eine beträchtliche Menge der überkritischen Komponente löst sich in der flüssigen Phase, wobei die Löslichkeit mit steigender Temperatur abnimmt. Bei hohen Drücken kehrt sich bei einigen Systemen die Temperaturabhängigkeit um. Die Löslichkeit in der gasförmigen Phase vergrößert sich mit sinkender Temperatur und steigendem Druck bzw. mit zunehmender Dichte. Eine Temperaturerniedrigung bringt eine erheblich größere Konzentrationserhöhung als eine Druckerhöhung unter sonst gleichen Bedingungen. Die Löslichkeit eines schwerflüchtigen Stoffes in einem Gas steigt mit der kritischen Temperatur des verwendeten Gases, soweit nicht besondere Wechselwirkungen auftreten. Mischungen von Gasen

ermöglichen es, kritische Temperaturen zu verwirklichen, die bei keinem reinen Stoff gegeben sind.

Die Verwendung eines mittelflüchtigen Stoffes als Schleppmittel erweitert die Möglichkeit einer Trennung mit Hilfe komprimierter Gase dadurch, daß auch die Verteilung der schwerflüchtigen Komponenten beeinflußt werden kann. Geeignete Bedingungen für die Durchführung eines Prozesses lassen sich anhand der Phasengleichgewichte finden. Danach soll im quasiternären System Schwerflüchtiges (1) - Schleppmittel (2) - komprimiertes Gas (3) nur eine Mischungslücke im binären System 1 - 3 vorhanden sein. Die Löslichkeit der schwerflüchtigen Komponenten in der Gasphase steigt mit zunehmendem Schleppmittelanteil, wobei allerdings die Trennfaktoren kleiner werden. Eine möglichst gleiche Verteilung des Schleppmittels zwischen gasförmiger und flüssiger Phase ist für die Durchführung eines Trennprozesses in Gegenstromkolonnen anzustreben. Der K-Faktor des Schleppmittels steigt mit zunehmendem Druck und abnehmender Temperatur, so daß eine entsprechende Anpassung der Betriebsbedingungen möglich ist.

Der Zusammenhang zwischen den Zustandspunkten im Konzentrationsdiagramm und den Stoffströmen bei einem Trennprozeß mit Hilfe komprimierter Gase wird dargelegt.

Abschließend sind die experimentellen Daten und die Ergebnisse der rechnerischen Darstellung der Phasengleichgewichte, soweit sie bisher durchgeführt wurde, zusammengestellt.

	Seite
1. Einleitung	1
2. Phasengleichgewichte von Gemischen aus Stoffen mit sehr unterschiedlicher Flüchtigkeit	3
2.1 Beteiligte Stoffe	3
2.2 Phänomenologie der Mischungen bei hohen Drücken	6
2.2.1 Gas-flüssig Gleichgewichte vollständig mischbarer Systeme	6
2.2.2 Abhängigkeit der kritischen Daten von der Zusammensetzung	10
2.2.3 Systeme mit Mischungslücken	14
2.2.4 Löslichkeit von schwerflüchtigen Stoffen in komprimierten Gasen	21
2.3 Ternäre Mischungen	28
3. Bestimmung der Phasengleichgewichte	33
3.1 Experimentelle Bestimmung der Phasen- gleichgewichte	34
3.1.1 Angewandte experimentelle Methoden	35
3.1.2 Diskussion der Methoden	38
3.1.3 Untersuchte Systeme	45
3.2 Rechnerische Behandlung von Phasen- gleichgewichten	50
3.2.1 Übersicht über die Methoden zur Berechnung von Phasengleichgewichten bei hohen Drücken	51
3.2.2 Rechnerische Darstellung der Phasengleichge- wichte mit Hilfe der Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong	54

	Seite
3.2.2.1 Berechnungsmethode	55
3.2.2.2 Korrelation der R-K-Parameter	57
3.2.2.3 Korrelation der R-K-Parameter von homogenen Reihen und verwandten Stoffen	65
3.2.2.4 Benötigte Stoffdaten	70
3.2.2.5 Die Wechselwirkungskonstanten θ und τ	71
3.2.2.6 Anwendungen der Korrelationen	80
4. Ergebnisse der Untersuchungen von Phasengleichgewichten schwerflüchtiger Stoffe mit komprimierten Gasen	85
4.1 Binäre Systeme	85
4.1.1 Löslichkeit in der flüssigen Phase	85
4.1.2 Löslichkeit in der gasförmigen Phase	87
4.1.3 Verteilung schwerflüchtiger Stoffe zwischen gasförmiger und flüssiger Phase	92
4.1.4 Mischung von Gasen	94
4.2 Ternäre Systeme	94
4.2.1 Einfluß eines Schleppmittels	94
4.2.2 Einfluß von Druck, Temperatur und der Lage der Mischungslücken	97
4.2.3 Einfluß der Flüchtigkeit des Schleppmittels	99
4.2.4 Trennfaktor	106
4.2.5 Auswahl günstiger Betriebsbedingungen	107
5. Trennverfahren mit Hilfe komprimierter Gase	109
6. Literatur	119
7. Daten	124

1. Einleitung

Komprimierte Gase lösen bei hoher Dichte beträchtliche Mengen schwerflüchtiger Komponenten. Diese Löslichkeit von Stoffen in komprimierten Gasen kann zur Trennung der schwerflüchtigen Komponenten genutzt werden.

Die bewährten Methoden der Verdampfung und Destillation sind für Stoffgemische ausreichend, deren Komponenten sich in ihren Flüchtigkeiten genügend unterscheiden und deren thermische Belastbarkeit es gestattet, diesen Trennprozeß durchzuführen. Viele hochsiedende Stoffe unterliegen jedoch selbst bei vermindertem Druck der thermischen Zersetzung wollte man sie verdampfen. Als alternativer Trennprozeß wird daher z. B. die Extraktion angesehen.

Für die Trennung schwerflüchtiger organischer Stoffe durch flüssig-flüssig Extraktion müssen jedoch Extraktionsmittel gefunden werden, die einerseits die zur Durchführung des Prozesses notwendigen zwei Phasen erzeugen, andererseits mit den in jeder Phase bevorzugt vorhandenen Stoffen vollständig mischbar sind. Diese Forderung ist schon bei relativ unähnlichen Stoffen unter Normaldruck schwierig zu erfüllen.

Die Anwendung komprimierter Gase ermöglicht die Überwindung dieser Schwierigkeiten aufgrund folgender Eigenschaften.

- Ein Gemisch aus einem Gas und schwerflüchtigen Stoffen zerfällt im Gleichgewicht in einem weiten Temperatur- und Druckbereich in zwei Phasen.
Der Paraffinkohlenwasserstoff n-Decan liegt beispielsweise maximal bis zu seinem kritischen Druck von 20 bar zweiphasig vor. Im binären Gemisch Methan - n-Decan existiert demgegenüber gasförmiges n-Decan bis zu Drücken von 400 bar (bei 100 °C).
- Komprimiert man ein Gas, wird die Löslichkeit dieses Gases für schwerflüchtige Stoffe beträchtlich. Überkritisches Wasser löst bei 750 bar und 410 °C etwa 0,15 Gew% SiO₂, mehr als unterkritisches flüssiges Wasser bei vergleichbaren Drücken.
- Das Ausmaß der Löslichkeit des komprimierten Gases für

schwerflüchtige Stoffe ist durch Druck- und Temperaturänderungen leicht beeinflussbar, da die Löslichkeit im wesentlichen dichteabhängig ist, und die gasförmige Phase kompressibel ist.

- Gase mit relativ niedriger kritischer Temperatur ermöglichen niedrige Arbeitstemperaturen, so daß die thermische Belastung temperaturempfindlicher Stoffe gering bleibt.

Diese Eigenschaften lassen sich in einem Trennverfahren vorteilhaft verwenden:

Aus einem Gemisch schwerflüchtiger Stoffe werden durch ein komprimiertes Gas bestimmte Stoffe bevorzugt herausgelöst und in die gasförmige Phase überführt. Aus dieser erfolgt die Abscheidung der gelösten Stoffe durch geeignete Temperatur- oder Druckänderung. Dadurch wird ein einstufiger Trennprozeß verwirklicht, der bei großen Dampfdruckunterschieden der zu trennenden Stoffe zu ausreichenden Trennergebnissen führen kann. Bei geringeren Unterschieden in den Dampfdrücken müssen mehrere theoretische Trennstufen verwirklicht werden. Die Durchführung eines kontinuierlichen Trennprozesses ohne Entspannung gelingt durch die Einführung eines Hilfsstoffes, der die Rolle eines Schleppmittels übernimmt. Während man den einstufigen Prozeß mit einer auf erhöhtem Druckniveau ausgeführten Extraktion vergleichen kann, können die mehrstufigen Trennprozesse analog als Destillation oder Extraktive Destillation auf erhöhtem Druckniveau betrachtet werden.

Die vorliegende Arbeit befaßt sich mit den Phasengleichgewichten in Anwesenheit komprimierter Gase, ihrer Thermodynamik und ihrer experimentellen und rechnerischen Ermittlung. Die Festlegung der Parameter für Trennprozesse mit Hilfe komprimierter Gase wird dargelegt, soweit sie durch die Gleichgewichte erfassbar ist.

2. Phasengleichgewichte von Gemischen aus Stoffen mit sehr unterschiedlicher Flüchtigkeit

2.1 Beteiligte Stoffe

Für die Beurteilung von Trennprozessen mit Hilfe komprimierter Gase muß das Verhalten von Gemischen aus folgenden Stoffen in Abhängigkeit der thermodynamischen Zustandsgrößen betrachtet werden:

1. Stoffe, deren kritische Temperatur unter der Betriebstemperatur des Prozesses liegt und die als komprimierte Gase den Gesamtdruck und wesentlich die Dampfdruckerhöhung der schwerflüchtigen Stoffe bestimmen.

Die Betriebstemperatur hängt im wesentlichen von der Art des zu trennenden schwerflüchtigen Stoffgemisches ab. Es ist zwar keine notwendige Bedingung, daß die kritische Temperatur des komprimierten Gases bei der Durchführung eines derartigen Trennprozesses überschritten ist. Auch unterhalb ihrer kritischen Temperatur lösen Gase hoher Dichte schwerflüchtige Substanzen. Zur Erzeugung genügend hoher Drücke werden jedoch zweckmäßigerweise Gase bei überkritischen Bedingungen verwendet. Wegen der besseren Löslichkeit der schwerflüchtigen Komponenten im komprimierten Gas sind Stoffe, deren kritische Temperatur 30 - 50 °C unter der gewählten Betriebstemperatur liegt vorzuziehen.

Für die Extraktion von Kohle¹⁾ mit Hilfe komprimierter Gase wurden beispielsweise Versuche bei einer Betriebstemperatur von 350 °C unter Verwendung von Toluol mit einer kritischen Temperatur von 318 °C unternommen, wobei etwa 20 Gew% der Kohle extrahiert werden konnten. Bei der Trennung temperaturempfindlicher Stoffgemische, wie sie im Rahmen dieser Abhandlung vorzugsweise betrachtet werden, sind möglichst niedrige Betriebstemperaturen einzuhalten. Sie liegen im Normalfall zwischen der Umgebungstemperatur und etwa 100 °C und weichen davon nur in Ausnahmefällen ab. Die am häufigsten vorgeschlagenen Gase sind Kohlendioxid, Äthylen, Äthan und Stickoxid. Tab. 1 stellt eine Auflistung möglicher Stoffe dar, die bei Betriebstemperaturen bis etwa 170 °C verwendet werden können.

Tabelle 1

Kritische Temperaturen und Drücke ausgewählter Substanzen

	K	bar		K	bar
Helium	5,15		Monobromtrifluor-		
Wasserstoff	33,18	13,0	methan (CBrF ₃)	339,95	51,0
Neon	44,55	27,3	1,1,1Trifluor-		
Stickstoff	126,05	33,9	äthan (CH ₃ -CF ₃)	346,25	
Kohlenmonoxid	133,15	35,0	Chlorpentafluor-		
Argon	150,75	48,6	äthan (C ₂ ClF ₅)	353,15	
Sauerstoff	154,35	50,8	Bromwasserstoff	363,15	85,6
NO	180,15	64,8	Propylen	364,95	46,0
Methan	190,65	46,4	Monochlordifluor-		
Krypton	209,45	55,0	methan (CHClF ₂)	369,35	
SiF ₄	259,1	37,2	Propan	369,95	42,6
Silan (SiH ₄)	269,69	48,4	Schwefelwasser-		
Äthylen	282,65	51,2	stoff	373,65	90,1
Xenon	289,95	58,8	Monofluoräthan	375,31	50,3
Hexafluoräthan	297,45		Radon	377,65	62,8
Trifluormethan (CHF ₃)	299,15	47,5	Carbonylsul-		
Monochlorotrifluor-			fid (COS)	377,95	65,9
methan (CClF ₂)	301,95	38,7	Difluordichlor-		
1,1Difluoräthy-			methan (CF ₂ Cl ₂)	384,65	40,1
len (CH ₂ =CH ₂)	302,85	49,1	Perfluorbutan	386,35	23,2
Kohlendioxid	304,15	73,9	Propadien (C ₃ H ₄)	393,15	44,2
Chlortrifluor-			Cyclopropan	397,85	
silan (SiClF ₃)	307,65	34,7	Dimethyläther	400,15	53,3
Äthan	308,15	48,8	Ammoniak	405,55	114,0
Azetylen	308,65	62,4	i-Butan	406,85	36,5
Stickstoffoxid	309,65	72,7	Methylchlorid	416,25	
Monofluormethan	318,05	58,8	Chlor	417,15	77,1
SF ₆	318,75		C ₂ F ₄ Cl ₂	418,85	
Tetrafluor-			n-Buten	419,15	40,2
methan (CF ₄)	318,85	41,9	Jodwasserstoff	423,95	
Chlorwasserstoff	324,55	83,2	n-Butan	425,15	38,0
Vinylfluorid			Methylamin	430,15	40,7
(CH ₃ -CF ₃)	327,85		Schwefeldioxid	430,35	78,7

2. Stoffe, deren Flüchtigkeit bei der Betriebstemperatur etwa in der Mitte zwischen dem komprimierten Gas und den schwerflüchtigen Stoffen liegt.

Diese Stoffe erhöhen im allgemeinen die Konzentration der schwerflüchtigen Komponenten in der gasförmigen Phase. Sie werden im folgenden als Schleppmittel bezeichnet. Sind beim Gemisch der schwerflüchtigen Stoffe die Dampfdruckunterschiede beträchtlich, spielt die Auswahl des Schleppmittels für die Trennung der Stoffe nur eine untergeordnete Rolle. Bei kleinen Dampfdruckunterschieden muß aber ein Schleppmittel ausgewählt werden, dessen Wechselwirkungen mit einzelnen Komponenten die Verteilung der schwerflüchtigen Stoffe zwischen gasförmiger und flüssiger Phase derart beeinflußt, daß eine Trennung möglich wird, dadurch, daß die Löslichkeit bestimmter Stoffe in der gasförmigen Phase bevorzugt erhöht wird. Bei der Abscheidung der im Trennprozeß abgetrennten schwerflüchtigen Stoffe waschen sie unter anderem die kondensierten schwerflüchtigen Komponenten aus der gasförmigen Phase aus (siehe Kap. 5).

Für die Trennung temperaturempfindlicher Stoffe haben sich Substanzen mit einer Siedetemperatur bei Normaldruck zwischen 20 und 100 °C, vorzugsweise zwischen 40 und 60 °C als optimal für die Verwendung als Schleppmittel herausgestellt. Somit können Schleppmittel aus der großen Zahl der normalerweise als Lösungsmittel bezeichneten Stoffgruppe ausgewählt werden, z. B. Aceton, n-Hexan, Alkohole und chlorierte Kohlenwasserstoffe.

3. Stoffe mit sehr niedrigem Dampfdruck, die das zu trennende Stoffgemisch darstellen. Bei den vorgesehenen Betriebstemperaturen bis etwa 100 °C liegen die Dampfdrücke dieser Stoffe in der Regel weit unter 1 Torr. Für den hier betrachteten Fall sind derartige Stoffe z. B. Fettsäuren mit 16 - 20 Kohlenstoffatomen, Mono-, Di- und Triglyzeride wie sie in Naturfetten und -ölen vorkommen und typische Fettbegleitstoffe oder allgemein schwerflüchtige temperaturempfindliche organische Stoffe. Diese Stoffe bilden zum

Teil sehr komplexe Gemische, deren Zusammenfassung zu bestimmten Stoffgruppen aber in den meisten Fällen zur Beurteilung der Trennung ausreichend ist.

2.2 Phänomenologie der Mischungen bei hohen Drücken

Die Kenntnis der Phasengleichgewichte der aus diesen Stoffen möglichen Systeme und der Verteilung der schwerflüchtigen Komponenten zwischen den Phasen in bestimmten Druck- und Temperaturbereichen ist für die Durchführung des Trennprozesses wesentlich. Das phänomenologische Verhalten derartiger Systeme aus den genannten Stoffen bei hohen Drücken wird im folgenden behandelt. Ausführliche Darstellungen des Verhaltens von Mischungen bei hohen Drücken haben u.a. Rowlinson²⁾, Roozeboom³⁾, King⁴⁾ und Schneider⁵⁾ gegeben.

2.2.1 Gas-flüssig-Phasengleichgewichte vollständig mischbarer Systeme

Abb. 1 zeigt das Verhalten eines binären Systems in perspektivischer Darstellung mit den Koordinaten Druck, Temperatur und Zusammensetzung. Das System ist charakteristisch für binäre Gemische aus komprimierten Gasen und mittelflüchtigen Stoffen. An den Grenzen des Konzentrationsbereichs erkennt man die jeweiligen Dampfdruckkurven, zwischen derer Endpunkten, den kritischen Punkten der reinen Komponenten, die kritische Kurve des Systems verläuft. Darunter wölbt sich, gekennzeichnet durch Schnitte bei konstanter Zusammensetzung, konstantem Druck und konstanter Temperatur, das Existenzgebiet zweier Phasen. Die Projektionen dieser Schnitte auf die P,T-Ebene, in Abb. 2 für das System n-Heptan - Äthan dargestellt, erinnern in der Form ihrer Phasengrenzlinien annähernd an den Verlauf der Dampfdruckkurven. Die durchgezogenen Linien stellen jeweils eine konstante Gesamtzusammensetzung des Systems dar. Die Linien mit den Endpunkten A und B sind die zugehörigen Dampfdruckkurven. Die gestrichelte Linie ist die Projektion der kri-

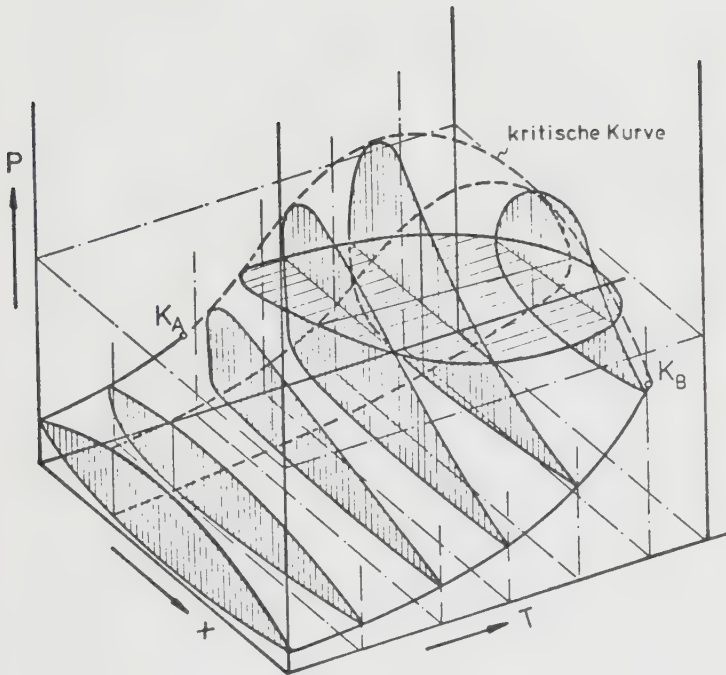


Abb. 1: P, T, x -Diagramm eines binären Systems
(gasförmig - flüssig)

tischen Kurve auf die P, T -Ebene. Diese Einhüllende berührt die Schnitte konstanter Zusammensetzung jeweils an den kritischen Punkten, an denen gasförmige und flüssige Phasen gleiche Zusammensetzung haben. Abb. 3 zeigt Schnitte durch das Zweiphasengebiet bei konstanten Temperaturen im System Äthan - n-Heptan. Für Temperaturen, bei denen Äthan überkritisch ist, wird nicht mehr der gesamte Konzentrationsbereich vom Zweiphasengebiet überstrichen. Der maximale Druck

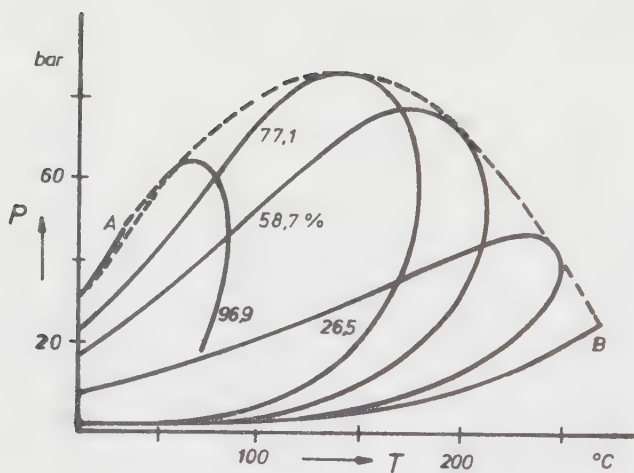


Abb. 2: P,T-Diagramm des Systems n-Heptan - Äthan nach W. B. Kay⁹⁾

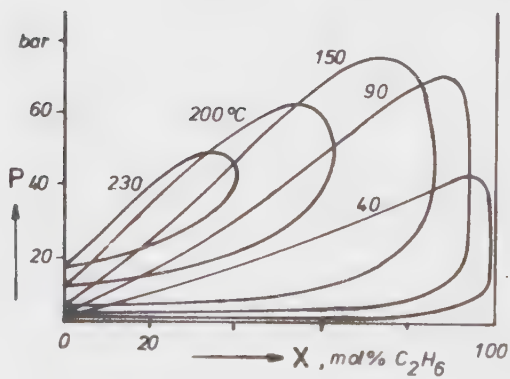


Abb. 3: P,x-Diagramm des Systems n-Heptan - Äthan nach W. B. Kay⁹⁾

des Zweiphasengebietes nimmt zunächst mit steigender Temperatur zu und schließlich wieder ab. Dabei verringert sich auch die Ausdehnung des Zweiphasengebietes, um sich bei der kritischen Temperatur der schwerer flüchtigen Komponente schließlich auf einen Punkt zusammenzuziehen. Für die Anwendung auf die Trennung schwerflüchtiger Stoffe kommt im allgemeinen für das System Gas - Schleppmittel der Bereich infrage, in dem der kritische Druck des Systems mit steigender Temperatur zunimmt, da die Betriebstemperatur nur relativ wenig oberhalb der kritischen Temperatur des Gases liegt.

Bei Phasengleichgewichten unter höheren Drücken kann es vorkommen, daß die Dichte der flüssigen Phase mit zunehmendem Druck und hoher Löslichkeit kleiner als die Dichte der kompressibleren gasförmigen Phase wird. Dann vertauschen die Phasen ihre relative Lage, so daß die gasförmige Phase unter die flüssige Phase zu liegen kommt. Diese Erscheinung ist als barotropes Phänomen in die Literatur eingegangen. Nach einer ersten Beobachtung durch Cailletet⁶⁾ war dieses Phänomen im Zuge der experimentellen Überprüfung der Theorie von Van der Waals 1892 von Kuenen⁷⁾ am System CO_2 - CH_3Cl systematisch untersucht worden. Später wurde dieses Verhalten unter anderem von Kritschewski und Bolschakow⁸⁾ bei Drücken von 1800 bis 2000 bar am System Ammoniak - Stickstoff beobachtet. Bei halogenierten Kohlenwasserstoffen konnte bei Untersuchungen im Rahmen dieser Arbeit diese Erscheinung am System Monobromtrifluormethan - Ölsäure bereits bei 70 bar festgestellt werden. Dies ist insofern für einen Trennprozeß von Bedeutung, als für dessen Durchführung eine Mindestdichtedifferenz der verschiedenen Phasen vorhanden sein muß, um einen Gegenstromprozeß mit problemloser Trennung der Phasen zu ermöglichen.

Abb. 4 stellt die Projektion von Schnitten bei konstantem Druck auf die Temperatur-Konzentrationsebene im System n-Heptan - Äthan dar. Sind beide Stoffe unterkritisch, ähnelt das T,x-Diagramm den von der atmosphärischen Destillation her vertrauten Diagrammen. Mit zunehmender Tem-

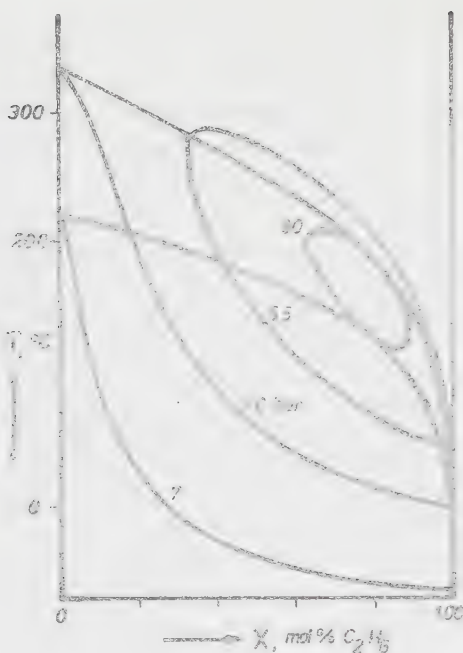


Abb. 4: T,x-Diagramm des Systems n-Heptan - Äthan nach Kay⁹⁾

peratur lösen sich beim Überschreiten der kritischen Temperatur einer Komponente die Kurven von der Ordinate ab. Sind beide Komponenten überkritisch, entstehen Inselkurven.

2.2.2 Abhängigkeit der kritischen Daten von der Zusammensetzung:

Der Verlauf der kritischen Kurve hängt von der relativen Molekülgröße, der Molekülstruktur und den chemischen Eigenschaften der beteiligten Stoffe ab und beruht auf den Wechselwirkungen der Moleküle. Da zur Ermittlung dieser Wechselwirkungen die Kenntnisse derzeit nicht ausreichen, werden die angegebenen Größen als Parameter gewählt, um das unterschiedliche Phasenverhalten von Mischungen bestimmbar-

ren Parametern zuordnen zu können.

Die Änderung der kritischen Daten einer Mischung mit ihrer Zusammensetzung läßt sich in vielen Fällen auf einfache Weise mit dem Verhältnis der kritischen Temperaturen charakterisieren. Der maximale kritische Druck eines Systems steigt beispielsweise mit der Unterschiedlichkeit der kritischen Temperaturen. Propan/n-Pentan hat ein Verhältnis der kritischen Temperaturen von 1,27, Methan - Propan von 1,94 und Methan - n-Heptan von 2,83. Dabei ist zu erkennen, wie mit abnehmender Flüchtigkeit einer Komponente auch die kritischen Konzentrationen im Bereich hoher Gasanteile bei gleichem Druck zunehmen. Dies verdeutlicht Abb. 5, in der die Abhängigkeit der kritischen Drücke von der Zusammensetzung für einige paraffinische Systeme dargestellt ist.

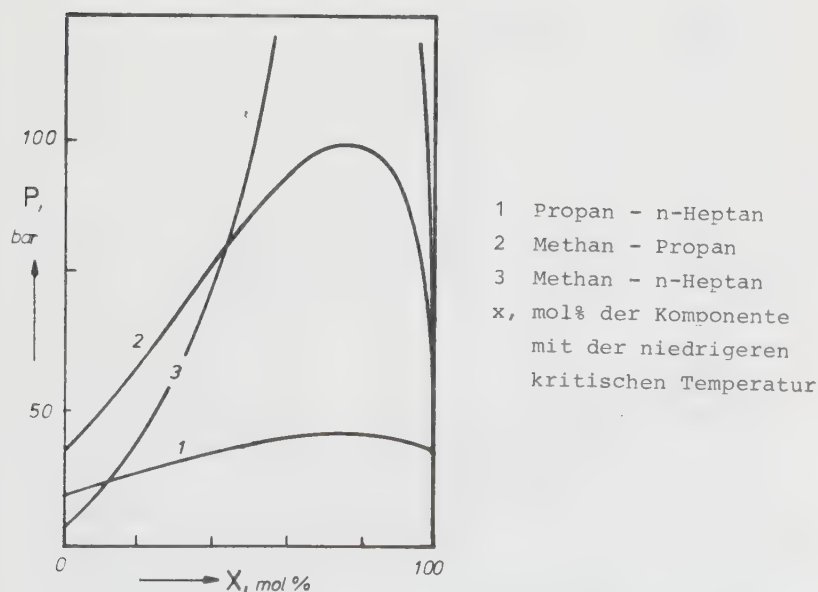


Abb. 5: Der Verlauf der kritischen Drücke binärer Paraffinsysteme in Abhängigkeit von der Zusammensetzung bei unterschiedlichen Verhältnissen der kritischen Temperaturen (nach King⁴⁾)

Gehören die Komponenten einer Mischung derselben chemischen Familie an, wie z. B. einer homologen Reihe und sind sie nahezu gleich groß, nähert sich der Verlauf der kritischen Kurve einer Geraden. Mit zunehmendem Unterschied in den Molekülgrößen tritt ein maximaler Druck auf, der im Vergleich zu den kritischen Drücken der reinen Komponenten sehr hohe Werte erreichen kann. |

Es ist bemerkenswert, daß die niedrigeren Glieder einer homologen Reihe erheblich mehr Einfluß auf die Form der kritischen Kurve haben als die höheren Mitglieder einer homologen Reihe. Dies liegt daran, daß die Unterschiede in den kritischen Temperaturen bei ersterem am größten sind.

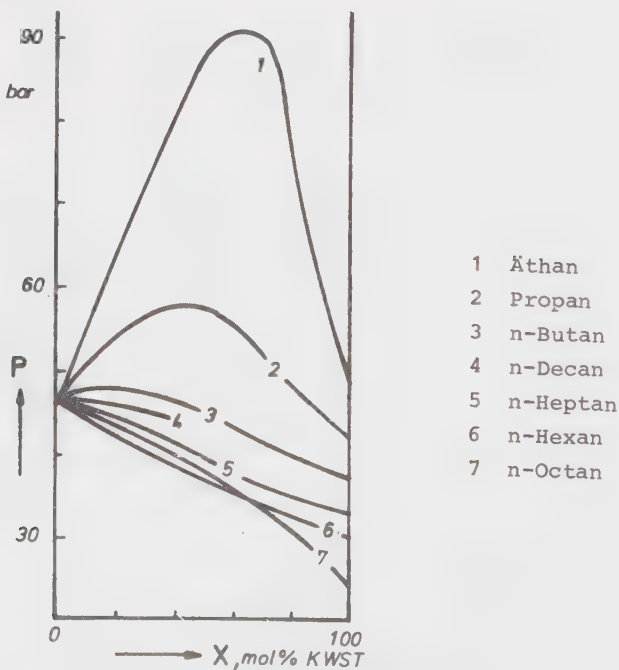


Abb. 6: Abhängigkeit des kritischen Drucks von der Zusammensetzung in Systemen aus Aceton mit n-Alkanen nach Kay¹⁰⁾

Ein derartiger Verlauf der kritischen Größen gilt für binäre paraffinische Kohlenwasserstoffmischungen und wird auch bei vielen anderen Mischungen gefunden, bei denen sich die kritischen Temperaturen der reinen Komponenten wesentlich unterscheiden. Darunter fallen in der Regel auch die im Rahmen der Trennung schwerflüchtiger Substanzen betrachteten binären Systeme aus Gas und Schlepptmittel und aus Gas und schwerflüchtigen Komponenten, wie z. B. Aceton - CO_2 oder Äthylen - Ölsäure. Abb. 6 illustriert diese Verallgemeinerungen anhand binärer Mischungen aus Aceton mit n-Alkanen.

Im Bereich kleiner Konzentrationen des schwerflüchtigen Gemisches hängt der kritische Druck der Mischung sehr stark von der Zusammensetzung ab. Für Mischungen aus überkritischen Komponenten mit schwerflüchtigen Stoffen bedeutet dies insbesondere, daß im Existenzgebiet zweier Phasen zwar hohe Drücke bis zu einem Vielfachen der kritischen Drücke der reinen Komponenten angewendet werden können, sich andererseits damit jedoch in der Umgebung der kritischen Temperatur der flüchtigeren Komponente nicht beliebig hohe Konzentrationen der schwerflüchtigen Stoffe in der gasförmigen Phase erreichen lassen, da die kritischen Zusammensetzungen bei sehr hohen Konzentrationen der überkritischen Komponente liegen.

In vielen Fällen liegen die kritischen Temperaturen der Mischungen zwischen denen für die reinen Komponenten. Die Beziehungen zwischen den kritischen Temperaturen und der Zusammensetzung ist in Abb. 7 für binäre Mischungen aus Aceton und n-Alkanen dargestellt. Nur Systeme, deren beide Komponenten kritische Temperaturen in einem relativ schmalen Temperaturbereich - dem sogenannten azeotropen Gebiet - haben, weisen eine minimale kritische Temperatur auf.

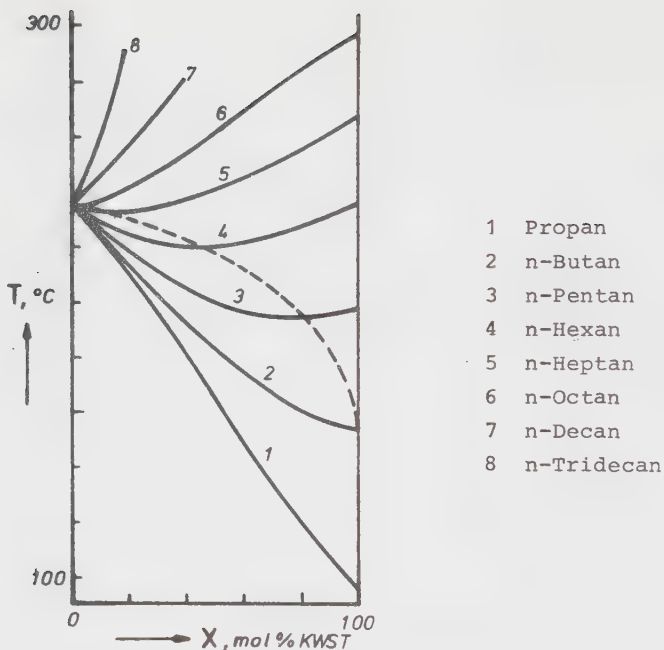


Abb. 7: Abhängigkeit der kritischen Temperatur von der Zusammensetzung in Systemen aus Aceton mit n-Alkanen nach Kay¹⁰⁾

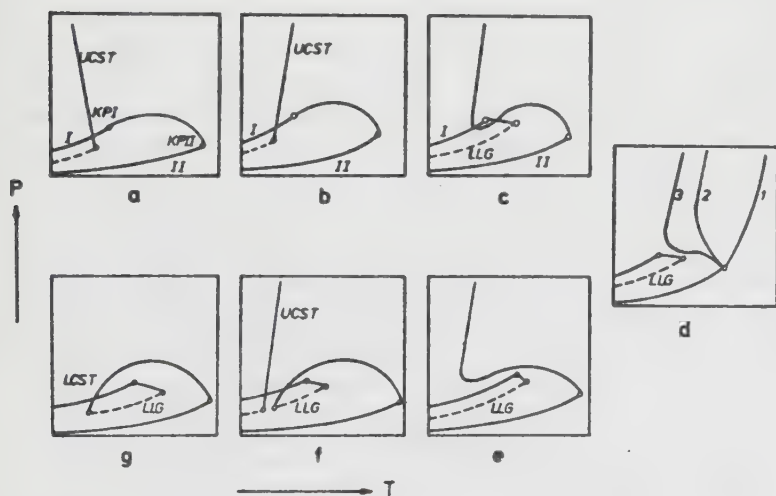
2.2.3 Systeme mit Mischungslücken

Mit größer werdenden Unterschieden in den physikalischen Eigenschaften zeigen binäre Systeme durch das Auftreten einer zweiten flüssigen Phase ein komplexeres Phasenverhalten als bisher beschrieben. Ist die eine Komponente einer binären Mischung beispielsweise Äthan, tritt Unmischbarkeit in der flüssigen Phase für Homologe mit mehr als 19 Kohlenstoffatomen auf. Bei Propan und n-Butan als der leichter flüchtigen Komponente tritt eine Mischungslücke erst bei noch höheren Homologen auf.

Vielfach dehnen sich die Mischungslücken bis in das kritische Gebiet aus. Vor allem die Arbeiten von Schneider¹¹⁾ haben hier einen systematischen Überblick ermöglicht und die nachstehende Darstellung folgt im wesentlichen seinen Ausführungen.

In Abb. 8 sind die P,T-Projektionen von fluiden Systemen dargestellt, bei denen die Unmischbarkeit der flüssigen Phasen sich bis zu den kritischen Temperaturen der flüchtigeren Komponente ausdehnt.

Die Diagramme der Abb. 8a und 8b entsprechen dem Verhalten von Systemen mit einer durchgehenden kritischen Kurve für



- a: n-Hexan - Nitrobenzol; b: n-Octan - CO_2 ; c: n-Tridecan - CO_2
 d: 1: He- NH_3 , He-Xe; 2: N_2 - NH_3 , CO_2 - H_2O ; 3: n-Hexadecan- CO_2
 e: Methylcyclopentan- CH_4 ; f: 1-Hexen- CH_4 ; g: n-Hexan- CH_4 , i-Octan- CH_4

Abb. 8: P,T-Projektionen der Phasengrenzkurven binärer Systeme im Bereich kritischer Erscheinungen nach Schneider¹¹⁾

den Übergang gas - flüssig. Bei niedrigen Temperaturen tritt Unmischbarkeit in der flüssigen Phase auf. Die obere Lösungstemperatur (UCST) steigt mit dem Druck. Solches Verhalten zeigt das System n-Okтан - Kohlendioxid, während im System n-Hexan - Nitrobenzol die obere kritische Lösungstemperatur mit dem Druck fällt.

Mit geringer werdender gegenseitiger Mischbarkeit verschiebt sich die kritische Kurve zu höheren Temperaturen, wie dies in den Abb. 8b und 8c schematisch dargestellt ist. Das diesen Diagrammen entsprechende Verhalten zeigen n-Tridekan und n-Hexadekan mit Kohlendioxid, bei denen noch Druckminima in den kritischen Kurven auftreten. Wird die Mischbarkeit der beiden Komponenten noch geringer, entfällt auch dieses Minimum (Beispiel: Wasser - Kohlendioxid). Einige Systeme wie Ammoniak - Helium und Wasser - Argon haben kritische Kurven, die ausschließlich zu höheren Drücken und Temperaturen hin verlaufen. Methylcyclohexan und Methylcyclopentan mit Methan, Abb. 8d, zeigen ein bei relativ niedrigen Drücken liegendes Druckminimum. Bei einer geringfügigen Zunahme der gegenseitigen Löslichkeit kann dann die kritische Kurve die Dreiphasenlinie flüssig - flüssig - gas zweimal schneiden, wie in Abb. 8e für das Beispiel i-Hexan - Methan schematisch dargestellt. Der Abschnitt dieser Linie bei niedrigen Temperaturen entspricht oberen kritischen Löslichkeitstemperaturen, während der bei höheren Temperaturen zunächst unteren kritischen Löslichkeitstemperaturen entspricht und dann in die kritische Kurve gas - flüssig übergeht. Liegt die kritische Kurve mit ihrem Endpunkt bei sehr niedrigen Temperaturen oder unter der Kristallisationstemperatur, wie z. B. bei den Systemen n-Hexan - Methan oder i-Okтан - Methan, ergibt sich ein Verhalten wie es in Abb. 8f dargestellt ist. Zwischen allen Phasendiagrammen der Abb. 8 gibt es kontinuierliche Übergänge.

Im Bereich von Temperaturen, die ausreichend höher liegen als die kritischen Temperaturen der flüchtigeren Komponente bis zum kritischen Endpunkt der schwerflüchtigen Komponente liegen im allgemeinen "normale" gas-flüssig Gleichgewichte

vor.

Charakteristisch für Phasengleichgewichte schwerflüchtiger Komponenten mit komprimierten Gasen ist ferner, daß häufig der Schmelzpunkt einer Komponente höher liegt als die kritische Temperatur der flüchtigen Komponente. Abb. 9 zeigt die schematische Darstellung des Phasenverhaltens eines solchen Systems für den Fall, daß in der flüssigen Phase vollständige Mischbarkeit vorliegt und die Mischungslücke durch das Auftreten fester Phasen die kritische Kurve nicht schneidet. Es sind die Projektionen des dreidimensionalen P, T, x -Verhaltens des Systems AB dargestellt. Teil b zeigt

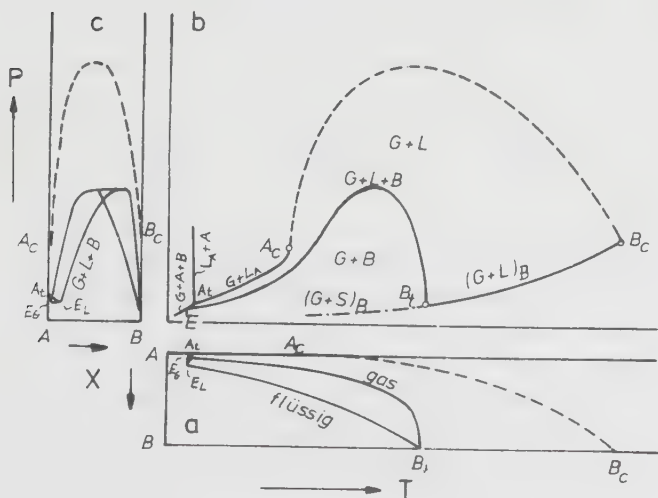


Abb. 9: P, T, x -Projektionen eines binären Systems aus einem schwer- und einem leichtflüchtigen Stoff. Es tritt keine Mischungslücke in der flüssigen Phase auf und die Löslichkeitskurve schneidet die kritische Kurve nicht.

die P,T-Beziehungen. Die Kurve $L_A + A$ gibt die Änderung des Schmelzpunktes von A mit dem Druck wieder. Die Kurve $G + L_A$ ist die Dampfdruckkurve von A, die am kritischen Punkt A_C endet. Der Schnittpunkt dieser beiden Kurven ist der Tripelpunkt von A. Vom Tripelpunkt von A verlaufen nach niedrigeren Temperaturen hin die Kurven, bei denen kristallines A die feste Phase ist: die Sublimationskurve, die nicht dargestellt ist, und die Kurve $G+L+A$, die am eutektischen Punkt E endet, wo die feste Phase von B im Gleichgewicht mit Gas, Flüssigkeit und festem A steht. Von E aus verläuft zu niedrigeren Temperaturen hin die Dampfdruckkurve von A+B. Die Dreiphasengrenzlinie $G+L+B$, die Dampfdruckkurve gesättigter Lösungen von B steigt von E an bis zu einem maximalen Druck und fällt dann zu dem Dampfdruck von B beim Schmelzpunkt oder Tripelpunkt von B ab. Von diesem Tripelpunkt gehen auch die Dampfdruckkurven $(G+L)_{BF}$ und $(G+S)_B$ aus. Die Dampfdruckkurve der flüssigen Komponente B endet am kritischen Punkt B_C . Die kritischen Punkte der beiden Komponenten werden durch die kritische Kurve $A_C B_C$ verbunden, die die kritischen Drücke und Temperaturen der Mischungen der beiden Komponenten darstellt. In der P,T-Projektion ist das Eutektikum durch einen einzigen Punkt dargestellt, jedoch in der T,x- und P,x-Projektion durch zwei Punkte. Davon gibt E_g die Zusammensetzung der gasförmigen Phase im Gleichgewicht mit der flüssigen Phase E_L wieder. $A_t E_g$ und $A_t E_L$ sind so die Zusammensetzungen der gasförmigen und flüssigen Phasen, die mit A bis zum Eutektikum koexistieren. Die Kurven $E_g B_t$ und $E_L B_t$ sind die gas-flüssig-Kurven des Dreiphasengleichgewichts $G+L+B$, die vom Eutektikum bis zum Tripelpunkt von B verlaufen. Der Bereich, in dem sich die Löslichkeit eines Feststoffes in einem Gas zeigt, ist das Gebiet G+B. Wird der Gasdruck bei konstanter Temperatur erhöht, so daß das Gebiet G+L erreicht wird, schmilzt der Feststoff und es zeigen sich noch größere Löslichkeiten der Flüssigkeit im Gas A.

Diese Art von Systemen wird bei vielen in Wasser löslichen Salzen gefunden. Typisch ist das System Wasser - NaCl, bei dem der maximale Druck der Dreiphasengrenzlinie 414 bar bei

640 °C beträgt. In Abb. 10 sind die P,T-Kurven des Systems Kohlendioxid - Methan dargestellt, das sich analog verhält.

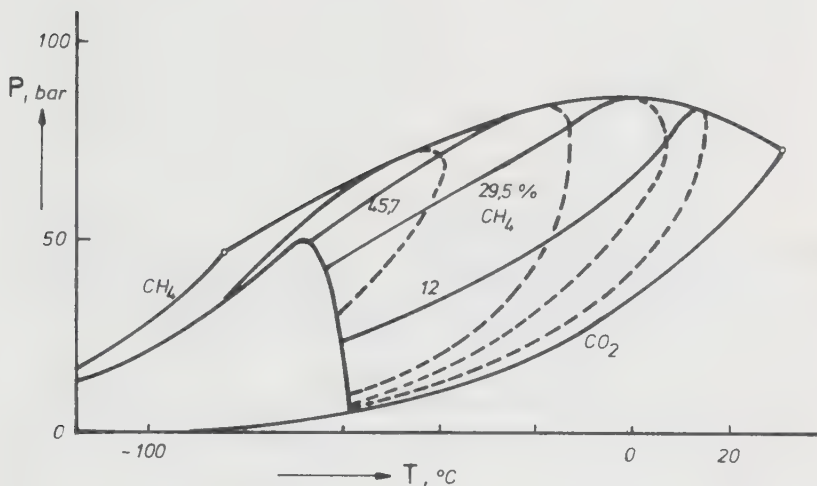


Abb. 10: P,T-Diagramm für das System Kohlendioxid - Methan nach Donnelly und Katz¹²⁾

Das Verhalten von Systemen, bei denen die kritische Kurve durch das Auftreten fester Phasen unterbrochen ist wird anhand von Abb. 11 erläutert.

Darin ist schematisch die Projektion des dreidimensionalen P,T,x-Verhaltens des Systems AB dargestellt. Bildteil a zeigt die Temperatur-Konzentrations-Projektion. Sie gibt die Löslichkeit von B in flüssigem A an, anhand der Kurve G+L+B, die im Gebiet der kritischen Temperatur der Komponente A abnimmt und die Löslichkeit von B in gasförmigem A, die im selben Gebiet zunimmt, bis sich die zwei Kurven am kritischen Endpunkt P treffen. Der Schmelzpunkt von B wird durch A erniedrigt, wie die Kurve G+L+B zeigt. Der Druck, der benötigt wird, um die flüchtige Komponente in Lösung zu halten, steigt schnell, wie die rechte Hälfte von Bildteil b zeigt. Die koexistierende gasförmige Phase wird zu-

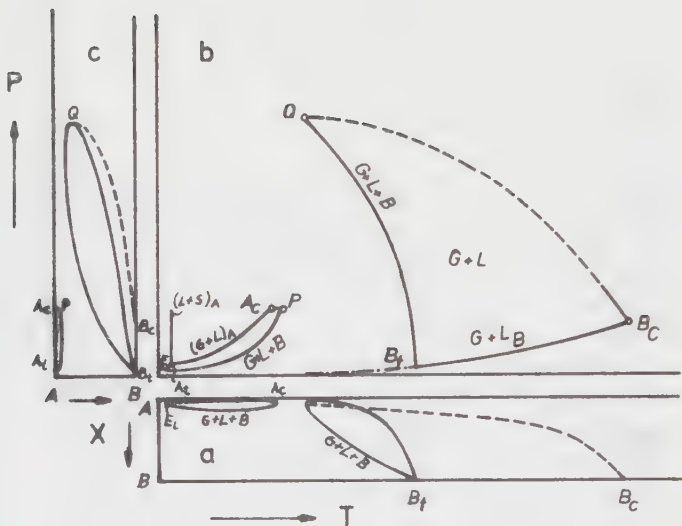


Abb. 11: P,T,x-Projektionen eines binären Systems aus einem schwer- und einem leichtflüchtigen Stoff. Es tritt keine Mischungslücke in der flüssigen Phase auf. Die Löslichkeitskurve schneidet die kritische Kurve.

nehmend dichter und löst einen immer größer werdenden Betrag von B bis sich die Zusammensetzungen am kritischen Endpunkt Q treffen.

Ein Beispiel für solches Verhalten ist das System Äther - Anthrachinon, das in Abb. 12 dargestellt ist. Bei diesem Verhalten wird Gleichgewicht zwischen einer gasförmigen und einer festen Phase nicht nur bei Drücken unterhalb der Dreiphasengrenzlinie $G+L+B$ gefunden, sondern auch im Gebiet zwischen P und Q. Zwischen diesen kritischen Endpunkten kann keine flüssige Phase existieren. Bei konstanter Temperatur ist die Löslichkeit von Anthrachinon im gasförmigen Äther eine Funktion des Druckes. Dieser Druck kann nahezu unbegrenzt erhöht werden, was in zunehmender Dichte der gasförmigen Phase und zunehmender Lösefähigkeit resultiert.

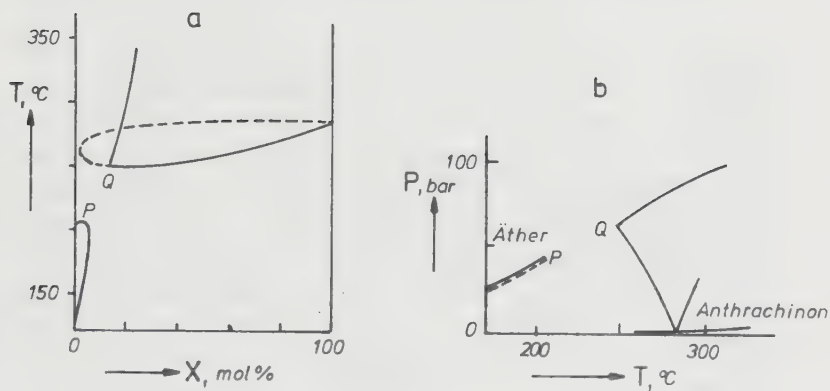


Abb. 12: a) T,x-Diagramm des Systems Anthrachinon - Äther,
b) P,T-Diagramm des Systems Anthrachinon - Äther
(nach Smits¹³⁾)

Bei Temperaturen oberhalb des Schmelzpunktes der schwerflüchtigen Komponente treten auch in diesen Fällen "normale" gas-flüssig Phasenübergänge auf. Für die Durchführung eines Trennprozesses läßt sich aus den gezeigten Diagrammen folgern, daß bei Betriebstemperaturen oberhalb des Schmelzpunktes der schwerflüchtigen Komponente im allgemeinen mit einem einfachen gas-flüssig Phasenübergang gerechnet werden kann.

2.2.4 Löslichkeit von schwerflüchtigen Stoffen in komprimierten Gasen

Es ist eine bekannte Erscheinung, daß sich in komprimierten Gasen schwerflüchtige Stoffe in einem Ausmaß lösen, der die nach ihrem Dampfdruck zu erwartenden Werte häufig um viele Zehnerpotenzen übersteigt. Die erhöhte Flüchtigkeit schwer-

flüchtiger Stoffe gab letztlich den Anstoß, komprimierte Gase zur Durchführung von Trennprozessen zu verwenden.

Nach der ersten Beobachtung des kritischen Punktes eines reinen Stoffes durch de la Tour¹⁴⁾ und grundlegenden quantitativen Messungen von Andrews¹⁵⁾ führten Studien über den kontinuierlichen Übergang der flüssigen in die gasförmige Phase unter anderen Hannay und Hogarth¹⁶⁾ zu der Feststellung, daß die Lösung von Salzen nicht auf die flüssige Phase beschränkt ist, sondern in der gasförmigen Phase zu einem bestimmten Maß erhalten bleibt. Weitere Versuche von Villard¹⁷⁾ bestätigten die erhöhte Flüchtigkeit von Feststoffen in Gasen. Zuvor hatte man angenommen, daß eine sich lösende Komponente den Dampfdruck des Lösungsmittels erniedrigt. Dies ist aber nur für solche gelösten Stoffe richtig, die praktisch nicht flüchtig sind. Andernfalls zeigen sich zwei gegenläufige Effekte: Der flüchtige, sich lösende Stoff erniedrigt den Partialdruck des Lösungsmittels, während der Dampf des gelösten Stoffes das Lösungsmittel flüchtiger macht und den Dampfdruck der Flüssigkeit erhöht. In offenen Behältern bei Atmosphärendruck spielt nur der erste Effekt eine Rolle und wurde deshalb allein wahrgenommen. Bei Drücken von 100 bis 200 bar wird dieser Effekt von untergeordneter Bedeutung und die vergrößerte Flüchtigkeit tritt hervor.

Der sogenannte Poynting-Effekt berücksichtigt die Erhöhung des chemischen Potentials und damit des Dampfdruckes eines Feststoffes durch hydrostatischen Druck. Die Größe dieser Korrektur ist im allgemeinen viel zu gering, um die beobachteten hohen Konzentrationszunahmen beschreiben zu können.

Für die Größe dieses Effektes leitete Poynting¹⁸⁾ ab:

$$\left(\frac{d P_O}{d P} \right)_T = \frac{V_L}{V_G} \quad (1)$$

worin P_O den Dampfdruck der schwerflüchtigen Komponente, P den Gesamtdruck, V_G das Molvolumen des Gases und V_L das

Molvolumen der schwerflüchtigen Komponente bedeutet. Integriert ergibt sich:

$$\ln \frac{P}{P_0} = \frac{V_G}{RT} (P - P_0) \quad (2)$$

Abb. 13 zeigt die relative Dampfdruckerhöhung aufgrund des Poynting-Effektes in Abhängigkeit vom Druck. Für beträchtliche Dampfdruckerhöhungen sind erhebliche Drücke notwendig. Da die Molvolumina der kondensierten Phasen klein sind, wird der Dampfdruck der schwerflüchtigen Komponente durch den Poynting-Effekt allein bei Drücken unter 1000 bar um weniger als den Faktor 2 erhöht.

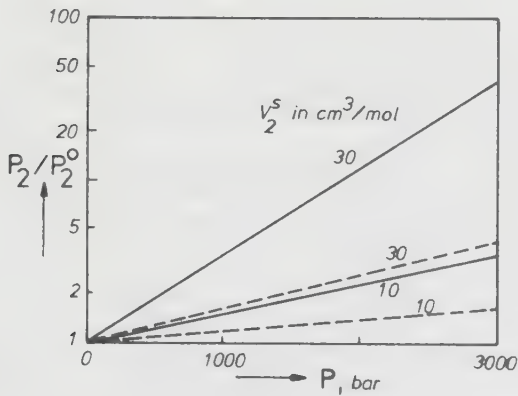


Abb. 13: Dampfdruckerhöhung aufgrund eines äußeren Druckes nach Franck¹⁹⁾
 — bei 25 °C; --- bei 500 °C

Eine unangenehme Auswirkung der erhöhten Löslichkeit komprimierter Gase zeigte sich bei der Erhöhung der Betriebsdrücke von Dampfturbinen in der ersten Hälfte dieses Jahrhunderts. Ab 80 bar wird nämlich die Löslichkeit von Salzen

in Wasserdampf merklich. Deshalb wurden häufig feste Niederschläge auf Turbinenschaufeln in Gebieten fallenden Drucks beobachtet. Abb. 14 zeigt die Salzablagerungen in einer Gegendruckturbine von 120 bar und 500 °C²⁰⁾. Abhilfe erreichte man durch die Vollentsalzung des Kesselspeisewassers. Nutzbringend wird die Löslichkeit von Salzen in Wasserdampf heute bei Untersuchungen über die katalytische Wasserdampfvergasung von Kohle eingesetzt²¹⁾. Dabei wird der in überkritischem Wasserdampf gelöste Katalysator über die Gasphase an den Reaktionsort gebracht.

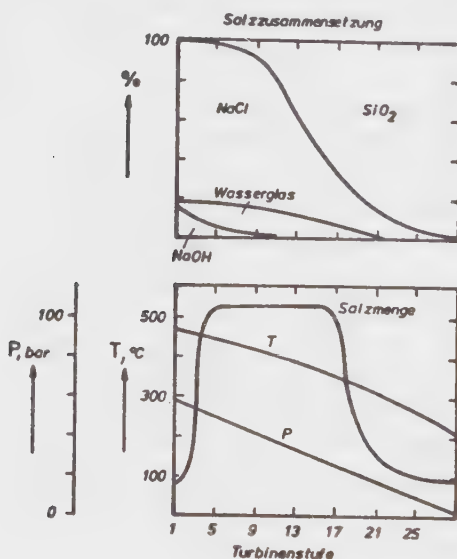


Abb. 14: Salzablagerungen auf den Schaufeln einer Gegendruckturbine von 120 bar und 500 °C

Für die Durchführung von Trennprozessen schwerflüchtiger Stoffe ist eine möglichst hohe Konzentration der schwerflüchtigen Stoffe in der gasförmigen Phase bei noch ausreichender Trennung wesentlich. Ebenso ist eine gute Beeinflussbarkeit der Löslichkeit von Vorteil, da damit die

Abscheidung der schwerflüchtigen Stoffe erleichtert wird.

Das generelle Verhalten eines binären Systems aus einer schwerflüchtigen Komponente und einem komprimierten Gas wird nachfolgend am Beispiel des Systems Quarz - Wasser dargestellt²²⁾. Abb. 15 zeigt die Konzentration von SiO_2 in

Wasser in Abhängigkeit von Druck und Temperatur. Im Diagramm links unten liegt der Dreiphasenbereich, in dem Quarz mit Flüssigkeit und Gas im Gleichgewicht stehen, darüber liegt das Existenzgebiet von Quarz und Flüssigkeit, rechts davon das von Quarz und Gas. Dem

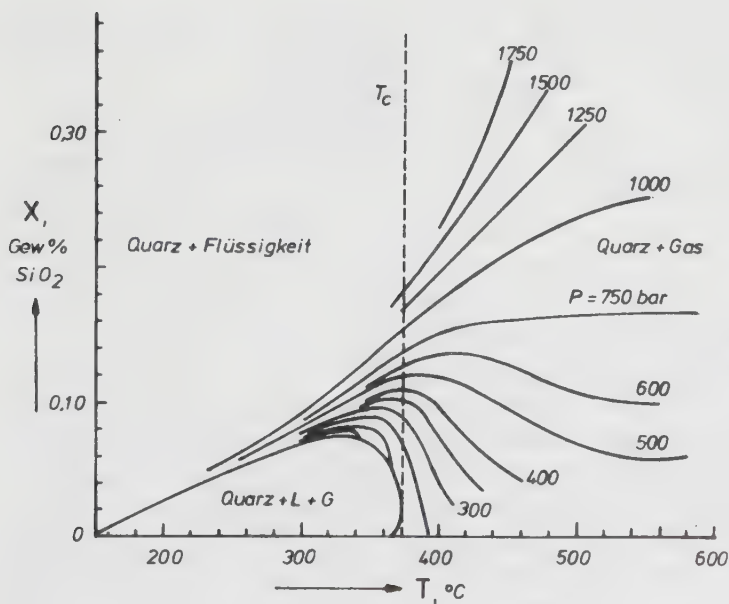


Abb. 15: Konzentration von SiO_2 in Wasser nach Kennedy²²⁾

Typ nach gehört dieses Beispiel zur Klasse der Systeme mit unterbrochener kritischer Kurve. Die Löslichkeit von SiO_2 in flüssigem Wasser nimmt bei konstantem Druck bis zu Temperaturen 30 Grad unterhalb der kritischen Temperatur des Wassers stetig mit der Temperatur zu. Eine weitere Temperaturerhöhung bei konstantem Druck führt bei kleineren Drücken zu einer Verminderung der Löslichkeit in der noch flüssigen Phase, bei hohen Drücken zu einer weiteren Zunahme. Dieses Bild bleibt auch nach Überschreiten der kritischen Temperatur des Wassers erhalten. Nunmehr ist aber die wasserreiche Phase als gasförmige Phase anzusprechen. Erst bei erheblich höheren Temperaturen nimmt auch bei kleineren Gesamtdrücken die Löslichkeit von SiO_2 in Wasser wieder zu.

Dieses Löslichkeitsverhalten ist dadurch begründet, daß in einem großen Temperaturbereich die Löslichkeit des schwerflüchtigen Stoffes von dem mittleren Abstand der Moleküllzentren des komprimierten Gases, d.h. von dessen Dichte abhängt. Daneben tritt die Erhöhung der Konzentration des schwerflüchtigen Stoffes in der gasförmigen Phase bei Temperaturerhöhung durch den exponentiellen Anstieg des Dampfdruckes. Oberhalb des kritischen Druckes von Wasser (221 bar) tritt ein großer Dichteabfall des Wassers bei Temperaturen bis etwa 100 Grad über der kritischen Temperatur ein (Abb. 16). Beispielsweise ändert sich die Dichte (in g/cm^3) von Wasserdampf bei 250 bar von 0,439 bei 380 °C auf 0,165 bei 400 °C. Bei höheren Drücken (> 500 bar) ist die Dichteänderung bei einem Temperaturanstieg weniger ausgeprägt, so daß die Löslichkeit mit der Temperatur auch weniger abnimmt. Die Isochoren der Abb. 17 zeigen, daß bei konstantem spezifischen Volumen die Löslichkeit mit steigender Temperatur immer zunimmt, wobei der Gradient dieser Kurven mit zunehmendem Druck ebenfalls größer wird. Charakteristisch für diesen Fall ist, daß die Löslichkeit von SiO_2 in überkritischem Wasser erheblich höher liegen kann als im unterkritischen Bereich.

Für gewöhnlich werden bei der Beurteilung der Löslichkeit im Zusammenhang mit Trennprozessen wesentlich kleinere Tem-

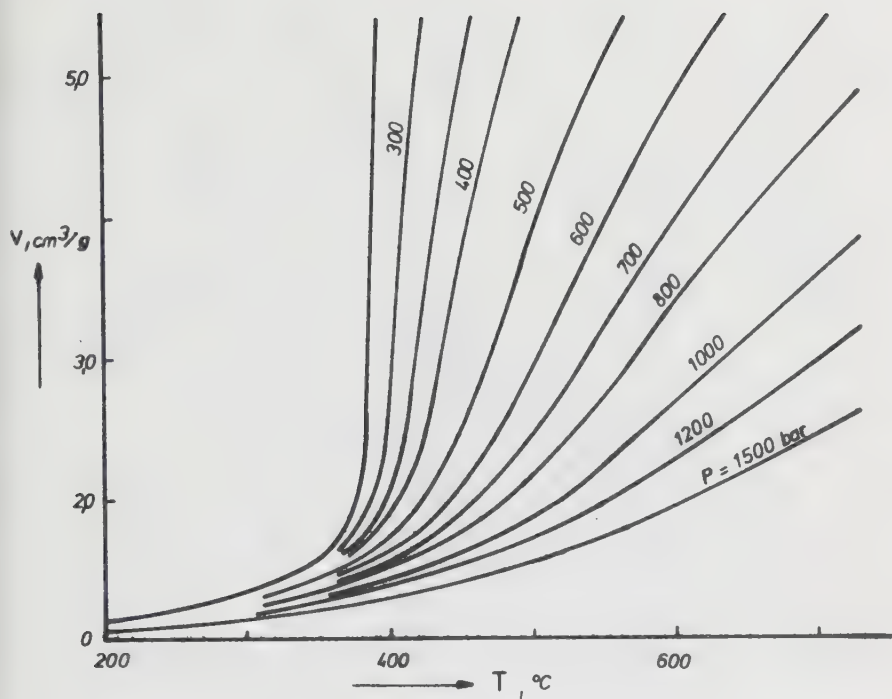


Abb. 16: PVT-Verhalten von Wasser

peraturen und Drücke betrachtet. Dabei sind auch noch die Einflüsse der Löslichkeit des Gases in der kondensierten Phase, des Schleppmittels und der Natur des komprimierten Gases von Bedeutung, was anhand der Ergebnisse in Kap. 4 dargelegt wird.

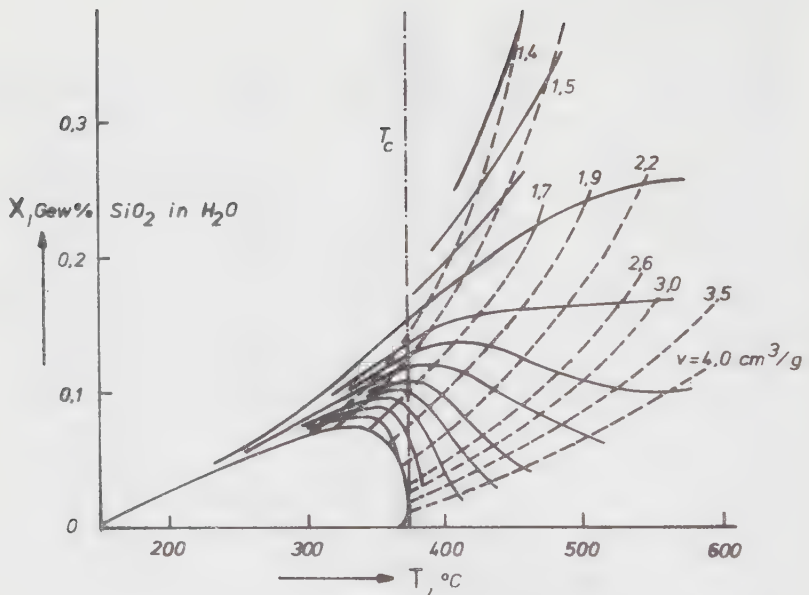


Abb. 17: Löslichkeit von SiO₂ in Wasser längs Isochoren²²⁾

2.3 Ternäre Mischungen

Einen Überblick über das Phasenverhalten von Systemen aus schwerflüchtigen Stoffen, Schleppmittel und komprimiertem Gas erhält man am besten, wenn diese Komponenten als quasiternäres System betrachtet werden. Kennt man die Phasengleichgewichte der binären Systeme als Grenzwerte des ternären Systems, ist das Verhalten des ternären Systems oft weitgehend angebbar.

Phasengleichgewichte in einem quasiternären System, bestehend aus einem Gemisch schwerflüchtiger Stoffe (Komponente 1), einem Schleppmittel (Komponente 2) und einem Gas (Komponente 3) sind in Abb. 18 als dreidimensionale Skizze in Abhängigkeit vom Druck bei einer Temperatur oberhalb der

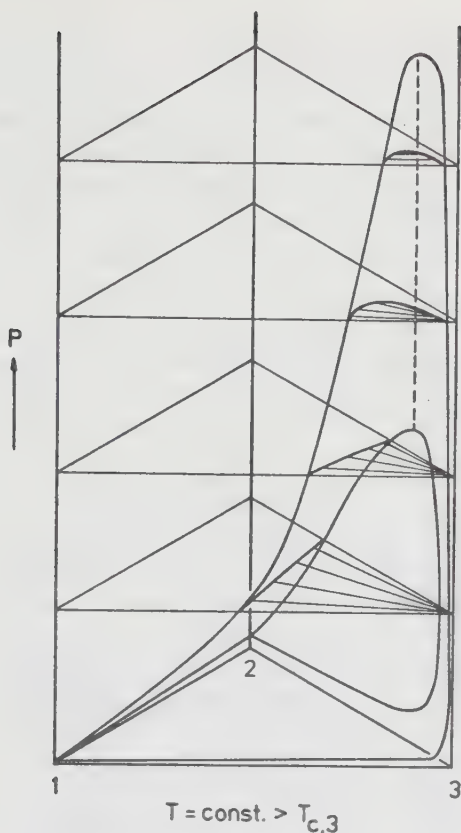


Abb. 18: P, x -Prisma eines quasiternären Systems (Z.B. Ölsäure - Stearinsäure - Dimethylformamid - Äthylen) bei einer Temperatur oberhalb der kritischen Temperatur von Komponente 3 (in Mol%)

kritischen Temperatur von Komponente 3 dargestellt. Die schwerflüchtigen Stoffe (1) und das Schleppmittel (2) sind vollkommen ineinander löslich. Die binären Zweiphasengebiete stellen sich an den Seitenflächen des Dreieckprismas dar. Auf der Seite 1,3 erscheint das P, x -Diagramm der schwerflüchtigen Stoffe mit dem Gas, auf der Seite 2,3 das P, x -Diagramm von Schleppmittel und Gas. Das Zweiphasengebiet dieses binären Systems endet bei etwas niedrigerem Druck als das Zweiphasengebiet der Komponenten 1 und 3. Durch Schnitte bei konstantem Druck wird das Phasenverhalten im

ternären Gebiet sichtbar und durch einige eingezeichnete Konnoden verdeutlicht. Mit zunehmendem Druck wird die Ausdehnung des Zweiphasengebietes im ternären Bereich kleiner. Oberhalb des kritischen Druckes des Systems 2,3 verläuft die ternäre kritische Kurve, die am kritischen Punkt Q des Systems 1,3 endet. Wie weit sich das ternäre Zweiphasengebiet oberhalb von Q ausdehnt ist nicht bekannt.

Die Abhängigkeit dieser Pressengleichgewichte von der Temperatur ist in Abb. 19 schematisch dargestellt. Der Ausschnitt umfaßt etwa den Temperaturbereich von 20 bis 150 Grad oberhalb der kritischen Temperatur der Komponente 3

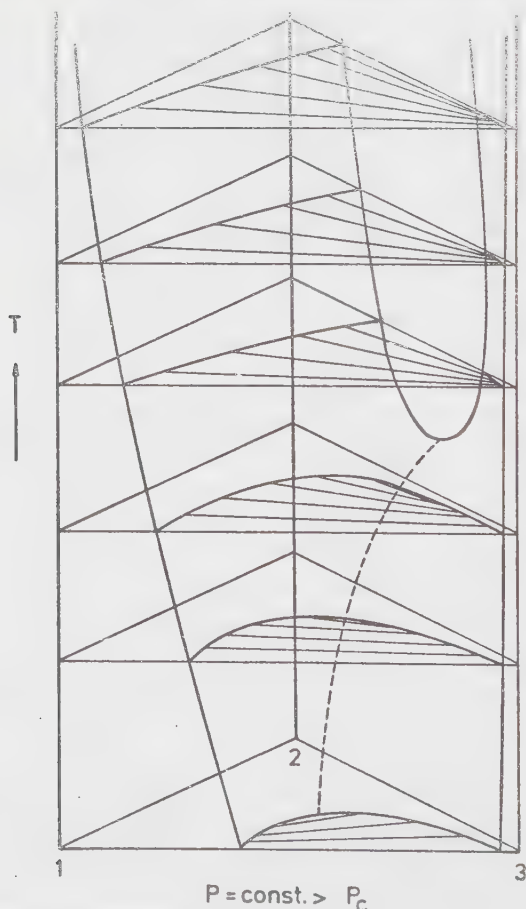


Abb. 19: T,x-Prisma eines ternären Systems bei einem Druck oberhalb der kritischen Drücke der Komponenten (in Gew%)

bei einem Druck oberhalb der kritischen Drücke der reinen Komponenten. In diesem Temperaturbereich weitet sich das Zweiphasengebiet im ternären Bereich aus. Oberhalb der kritischen Temperatur des Systems 2,3 liegen zwei binäre Mischungslücken vor. Die Konnnoden verlaufen mit starker Neigung zur Ecke 3. Bei Temperaturen oberhalb $T_{c2,3}$ verkleinert sich das ternäre Zweiphasengebiet. Die Konnnoden verlaufen bezüglich der Seite 1,3 weniger geneigt und ändern ihre Steigung. Die Konzentration der Komponente 1 in der Gasphase wird größer. Die ternäre kritische Kurve verläuft längs der gestrichelten Linie.

Abb. 20 zeigt Phasengleichgewichte im System Stearinsäureglyceride - Aceton - CO_2 bei Temperaturen von 70 bis 110 °C und einem Druck von 135 bar. Das quasibinäre System Stearinsäureglyceride - CO_2 ist unter diesen Bedingungen unterkritisch, während das binäre System Aceton - CO_2 bei 70 °C und 100 °C unter 135 bar überkritisch ist. Sind für beide binäre Systeme unter diesen Bedingungen die Gleichgewichte bekannt, ist der Verlauf der Phasengrenzlinien des ternären Systems weitgehend festgelegt. Einige ternäre Messungen zur Festlegung der Konnnoden reichen zur Kenntnis des ternären Gleichgewichts aus.

Das Phasenverhalten im quasiternären System ist für die Beurteilung der Prozeßführung bei der Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase von Bedeutung. Es sagt jedoch noch nichts über die Verteilung der schwerflüchtigen Komponenten aus, deren Kenntnis für die eigentliche Stofftrennung entscheidend ist.

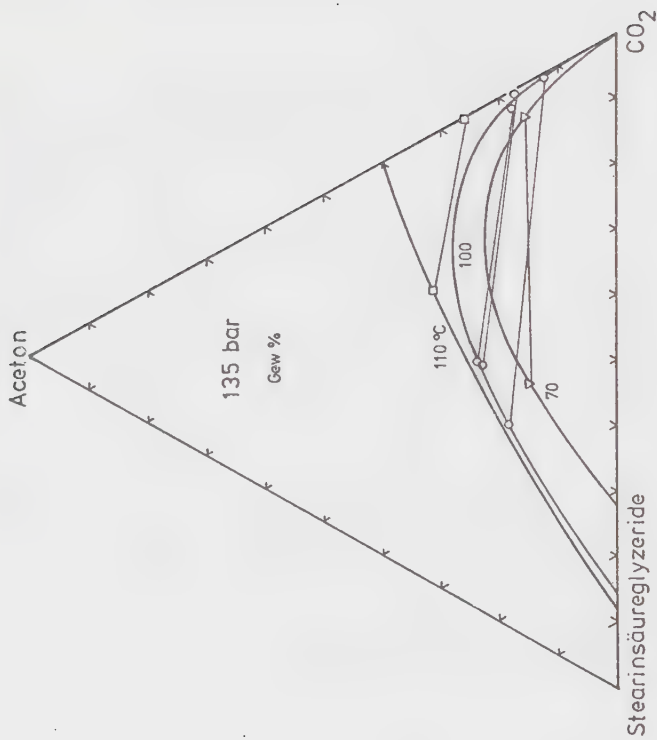


Abb. 20: Phasengleichgewichte im quasiternären System
Stearinsäureglyzeride - Aceton - CO_2
bei 135 bar

3. Bestimmung der Phasengleichgewichte

Die Ermittlung der Phasengleichgewichte bei hohen Drücken erfolgt weitgehend durch Experimente. Soweit geeignete Methoden zur Verfügung stehen, werden die experimentellen Daten mit Hilfe mathematischer Modelle korreliert. Bei genügend experimenteller Absicherung der Berechnungsmethode läßt sich in Kombination von Experiment und Rechnung das Phasenverhalten von Mischsystemen über größere Temperatur- und Druckbereiche relativ schnell und sicher angeben.

Komplexe Stoffgemische aus schwerflüchtigen Substanzen geben dabei wegen der Vielzahl der Komponenten und ihren geringen Dampfdrücken besondere Probleme auf. Die Methoden, mit denen Phasengleichgewichte mit derartigen Gemischen ermittelt wurden, werden im folgenden besprochen.

Die Bedingungen, unter denen ein betrachtetes System aus π Phasen und m Komponenten im Gleichgewicht stehen lauten:

$$\begin{aligned}
 T^{(1)} &= T^{(2)} = \dots = T^{(\pi)} \\
 P^{(1)} &= P^{(2)} = \dots = P^{(\pi)} \\
 \mu_1^{(1)} &= \mu_1^{(2)} = \dots = \mu_1^{(\pi)} \\
 \mu_2^{(1)} &= \mu_2^{(2)} = \dots = \mu_2^{(\pi)} \\
 &\vdots \\
 &\vdots \\
 &\vdots \\
 \mu_m^{(1)} &= \mu_m^{(2)} = \dots = \mu_m^{(\pi)}
 \end{aligned} \tag{3}$$

worin T die Temperatur, P den Druck und μ_i das Chemische Potential der Komponente i bedeuten. Im thermodynamischen Gleichgewicht ändern sich demnach bei gleicher Temperatur und gleichem Druck auch die Konzentrationen nicht mehr. Bei experimentellen Untersuchungen unter hohem Druck wird als Indiz für Gleichgewicht in der Regel ein über längere Zeit konstanter Druck angesehen.

Der thermodynamische Zustand einer einzelnen Phase im

inneren Gleichgewicht ist durch die Festlegung von $2 + m$ intensiven Zustandsgrößen - Druck, Temperatur und Chemisches Potential jeder Komponente - bestimmt. Diese sind jedoch nicht alle unabhängig veränderlich, da als zusätzliche Bedingung für die Änderung der Zustandsgrößen die Gleichung von Gibbs-Duhem gilt:

$$SdT - VdP + \sum_i n_i d\mu_i = 0, \quad (4)$$

worin S die Entropie, V das Molvolumen und n_i die Molzahl der Komponente i bedeuten. Eine Phase hat somit $m + 1$ Freiheitsgrade. Befinden sich mehrere Phasen untereinander im Gleichgewicht, bestehen zwischen den π ($m + 1$) unabhängigen Variablen $(\pi - 1)$ ($m + 2$) Gleichgewichtsbeziehungen und die Zahl der Freiheitsgrade F des Systems ergibt sich aus der Differenz der Zahl der unabhängigen Variablen und der Gleichgewichtsbeziehungen zu:

$$F = m + 2 - \pi \quad (5)$$

Bei einem binären System liegen bei gegebenem Druck und gegebener Temperatur auch die Zusammensetzungen der koexistierenden Phasen fest. Aus Messungen von Druck und Temperatur kann damit eindeutig auf die Zusammensetzung im Gleichgewicht stehender binärer Phasen geschlossen werden. Bei Systemen mit drei und mehr Komponenten sind zur Festlegung der Gleichgewichtsdaten entsprechend der Phasenregel (Gl. 5) zusätzlich Gleichgewichtskonzentrationen zu ermitteln.

3.1 Experimentelle Bestimmung der Phasengleichgewichte

Die Aufgabe der experimentellen Bestimmung der Phasengleichgewichte besteht darin, unter Einhaltung der in Gl. 3 angegebenen Gleichgewichtsbedingungen die das Gleichgewicht kennzeichnenden intensiven Größen Temperatur, Druck und Zusammensetzung der koexistierenden Phasen zu bestimmen.

3.1.1 Angewandte experimentelle Methoden

Die Phasengleichgewichte, die mit dem Ziel der Anwendung bei der Stofftrennung mit Hilfe komprimierter Gase untersucht wurden, sind in der ganz überwiegenden Zahl der Fälle mit Hilfe einer analytisch-statistischen Methode - im weiteren kurz als statische Methode bezeichnet - gemessen worden.

Der schematische Aufbau einer derartigen Apparatur zur Bestimmung von Hochdruckphasengleichgewichten nach der statistischen Methode ist in Abb. 21 dargestellt²³⁾. Sie besteht im wesentlichen aus einem druckfesten Behälter - dem eigentlichen Gleichgewichtsraum - , den Einrichtungen zur Erzeugung, Konstanthaltung und Messung von Druck und Temperatur und Vorrichtungen zur Entnahme und Analyse der entnommenen Proben. Die Untersuchungen wurden an drei derartigen Apparaturen vorgenommen, deren Kenndaten folgendermaßen lauten:

	Volumen, cm ³	max. Betriebs- druck bar	Betriebstempe- ratur (min/max.), °C
App. I	1000	1000	50 / 400
App. II	300	350	- 80 / 250
App. III	500	500	20 / 250

Die Komponenten der zu untersuchenden Mischung werden in dem Gleichgewichtsraum bei vorgegebenen konstanten Bedingungen von Druck und Temperatur intensiv durchmischt. Nach dem Einstellen des Gleichgewichts läßt man die Phasen sich trennen und entnimmt aus ihnen Proben, deren Zusammensetzung bestimmt wird. Die Entnahme der Proben aus dem Autoklaven erfolgt derart, daß über Kapillaren (innerer Durchmesser etwa 0,1 mm) in Probengefäße entspannt wird. Dabei zerfällt die Probe in zwei Phasen. Der nichtkondensierbare Anteil wird in Gasbüretten quantitativ umgepumpt und volumetrisch bestimmt. Bei Gasmischungen folgt anschließend noch eine gaschromatographische Analyse. Der kondensierbare Anteil in den Probengefäßen wird gewogen und dann einer weiteren instrumentellen Analyse zugeführt. Besteht der flüssige An-

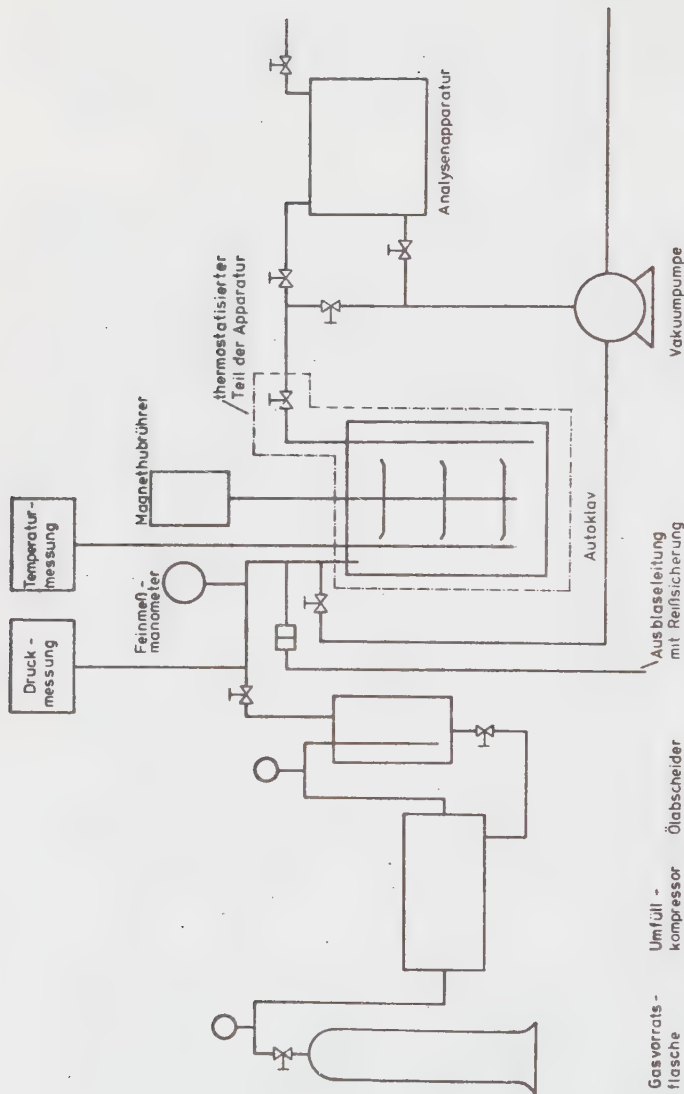


Abb. 21: Schema der Versuchsanordnung zur Messung von Phasengleichgewichten nach der statischen Methode

teil der Probe aus einem Gemisch von mittelflüchtigen und schwerflüchtigen Stoffen, wird durch Erwärmung des ersten Probengefäßes auf 40 - 80 °C und Kühlung des zweiten Probengefäßes auf - 78 °C eine vollständige Trennung mittelflüchtiger und schwerflüchtiger Stoffe erreicht.

Von den schwerflüchtigen Stoffgemischen wurden ungesättigte Fettsäuren zunächst durch Titration der Doppelbindungen mit $\text{Br}^-/\text{BrO}_3^-$ -Lösung, später auch gaschromatographisch analysiert. Die Glyzeride wurden ausschließlich gaschromatographisch untersucht. Fettbegleitstoffe wurden mit einem Elektrophotometer oder mit dem Infrarotspektrometer bestimmt. Die geringen Probenmengen, die insbesondere aus der gasförmigen Phase entnommen werden konnten, stellten an die Durchführung der Analytik besonders hohe Anforderungen²⁴⁾. Beispielsweise standen für die quantitative Bestimmung von Mono-, Di- und Triglyceriden aus der Gasphase im Mittel nur 20 bis 40 mg Probe zur Verfügung.

Einige binäre Phasengleichgewichte wurden mit einer synthetisch-statistischen Methode - im weiteren kurz synthetische Methode genannt - gemessen, um Anhaltswerte für systematische Fehler zu erhalten und Messungen im kritischen Bereich zu ermöglichen.

Die schematische Darstellung des Aufbaus der verwendeten Apparatur ist in Abb. 22 zu sehen²⁵⁾. Sie besteht aus einer Meßzelle, die zwei Saphirfenster zur optischen Beobachtung enthält. Die Druckzelle wird mit Öl aus einem Thermostaten temperiert. Das Zellvolumen kann mittels Quecksilber durch eine Spindelpreßpumpe verändert werden. Ein Magnetrührer durchmischt den Zelleninhalt. Die Hochdruckzelle kann wegen des Wegfalls der Probenentnahme sehr klein sein. Bei der beschriebenen Apparatur hat sie ein Volumen von etwa 6 cm³.

Bei der synthetischen Methode wird eine Mischung aus den Komponenten hergestellt, deren Mengen sehr genau bekannt sind. Diese Mischung wird in das abgeschlossene Volumen der Meßzelle gebracht. Daraufhin wird bei konstantem Druck die Temperatur oder bei konstanter Temperatur der Druck so

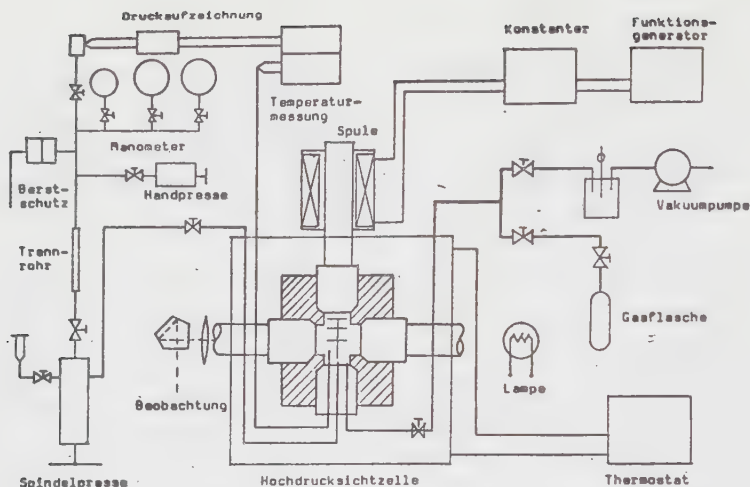


Abb. 22: Schema der Versuchsanordnung zur Messung von Phasengleichgewichten nach der synthetischen Methode

verändert, daß das Verschwinden oder Auftreten einer Phase beobachtet werden kann. Dies kann optisch durch ein Fenster im Druckbehälter geschehen oder durch Verfolgung einer physikalischen Eigenschaft des Gemisches, z.B. der Kompressibilität, die sich beim Auftreten oder Verschwinden einer Phase merklich ändert. Bei binären Gemischen ist damit die Festlegung der Zusammensetzung koexistierender Phasen möglich. In Mischungen, die mehr als zwei Komponenten enthalten, kann die Phasengrenzfläche festgelegt werden, d.h. die Frage nach der Ein- oder Zweiphasigkeit einer Mischung unter bestimmten Bedingungen entschieden werden.

3.1.2 Diskussion der Methoden

Die Frage nach der zu verwendenden Methode bei der Messung von Phasengleichgewichten unter hohen Drücken läßt sich nicht allgemein beantworten. Vielmehr wird man je nach den zu untersuchenden Systemen und dem Druck-, Temperatur- und Konzentrationsbereich der beabsichtigten Messungen durchaus verschiedene Methoden wählen müssen.

Ein Vergleich der statischen und der synthetischen Methode für Systeme aus komprimierten Gasen und schwerflüchtigen Stoffen wurde am System Squalan - Kohlendioxid ausgeführt. Die Ergebnisse sind in Abb. 23 für die 70 °C-Isotherme dargestellt. Die Messungen nach der statischen Methode reichen von niedrigen Drücken bis zu 300 bar. Eine Ausdehnung bis ca. 370 bar wäre möglich, wurde jedoch nicht durchgeführt. Die Gleichgewichtszusammensetzungen wurden in dem angegebenen Druckbereich auch in der gasförmigen Phase ermittelt. Die statischen Messungen wurden mehrfach wiederholt, nachdem die Temperaturverteilung im Autoklaven überprüft und die Druck- und Temperaturmessung neu geeicht worden waren. Die mittels der synthetischen Methode erhaltenen Werte sind ebenfalls in Abb. 23 eingetragen. Nach dieser Vorgehensweise wurden Werte für die Gleichgewichtszusammensetzung der flüssigen Phase bis zum kritischen Punkt und Werte für die gasförmige Phase soweit erhalten, bis die Änderungen der Gleichgewichtskonzentration mit dem Druck zu klein werden, bzw. die im Kohlendioxid gelöste Menge Squalan so klein wird, daß Phasenübergänge nach dieser Methode nicht mehr feststellbar sind. Die Messungen nach der synthetischen Methode wurden einmal mit rein optischer Festlegung des Phasenüberganges, zum anderen durch Aufnahme von P,V-Kurven festgelegt.

Zusätzlich zu den in Abb. 23 dargestellten Meßreihen sind in diesem Diagramm Meßergebnisse von Liphard und Schneider²⁶⁾ eingetragen, die ebenfalls mittels der synthetischen Methode erhalten wurden. Diese Werte sind zum Teil interpoliert, da die Autoren bei etwas anderen Temperaturen gemessen haben. Die Ergebnisse stimmen im Gebiet von 200 - 300 bar relativ gut überein. Abweichungen zwischen den Ergebnissen zeigen sich bei niedrigeren Drücken für die flüssige Phase. Die Messungen nach der statischen Methode und nach der synthetischen Methode bei der Festlegung des Phasenübergangs mittels P,V-Kurven ergeben kleinere CO₂-Konzentrationen als nach der synthetischen Methode bei optischer Festlegung des Phasenübergangs. Untersuchungen über die Löslichkeit von CO₂ in Squalan, die im Rahmen einer Arbeit über die Diffusion von Gasen in diesem System durchgeführt wurden²⁷⁾, deuten

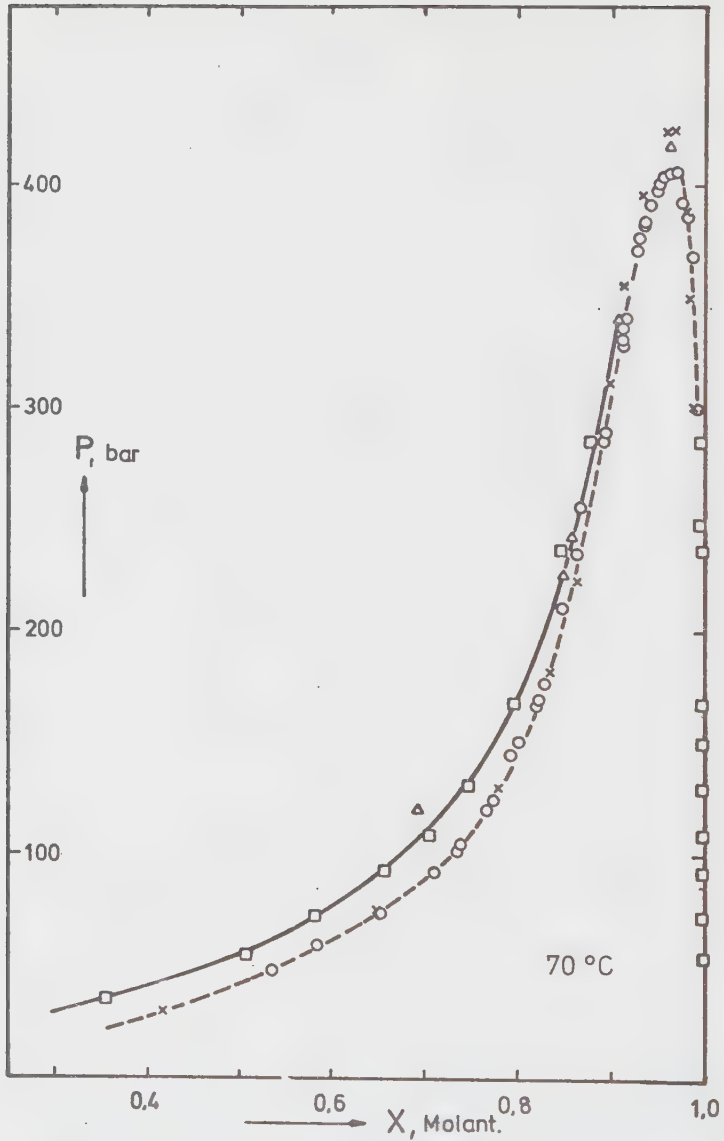


Abb. 23: Vergleich von Messungen von Phasengleichgewichten nach der statischen und der synthetischen Methode ($\square$ - statische Methode, $\circ, \times$ - synthetische Methode, optisch; Δ - synthetische Methode, pV-Kurven)

darauf hin, daß sich die kleineren CO_2 -Konzentrationen in den Gesamtrahmen der Ergebnisse besser einordnen.

Die synthetische Methode ist apparativ relativ einfach auszuführen und ermöglicht es, das Auftreten neuer Phasen festzustellen. Aus der Art der Durchführung ergibt sich, daß sich alle Fehler bei der Festlegung der Gesamtzusammensetzung und des Gleichgewichtsdruckes auswirken. Bei der Bestimmung der Gesamtzusammensetzung kann durch sorgfältige Durchführung der Wägungen und Berücksichtigung von Totvolumina in der Meßzelle in Form von Korrekturen eine Meßgenauigkeit erreicht werden, die mit der Genauigkeit vergleichbar ist, die bei der Bestimmung der Zusammensetzung der bei der statischen Methode entnommenen Proben erreicht wird. Bei der Bestimmung des Koexistenzbereiches wird der Druck registriert, bei dem ein Phasenübergang erkennbar wird. Bei der optischen Festlegung wird dafür eine einsetzende Gasentwicklung bzw. eine Gesichtsfeldverdunkelung als kennzeichnend angesehen. Die Grenze des Zweiphasengebiets auf der Flüssigkeitsseite liegt jedoch definitionsgemäß bei vorgegebener Temperatur bei dem Druck, bei dem die Menge der gasförmigen Phase Null wird. Eine erkennbare Gasmenge entsteht erst bei Unterschreitung des Gleichgewichtsdruckes. Im gleichen Sinne wirkt es sich aus, wenn eine Phasentrennung infolge Übersättigung erst bei Unterschreiten des Gleichgewichtsdruckes eintritt. Zwar werden Phasenübergänge sowohl aus dem einphasigen wie aus dem zweiphasigen Gebiet heraus durch Druckänderung erzeugt und die erhaltenen Werte gemittelt, doch sind auch beim Kondensationsvorgang letzte Gasbläschen nicht mehr erkennbar. Fehler bei der Bestimmung des Gleichgewichtsdruckes wirken sich in Bereichen starker Druckabhängigkeit der Gleichgewichtskonzentrationen am meisten aus. Die Löslichkeit komprimierter Gase in schwerflüchtigen Stoffen steigt bis zu Drücken von 100 bis 200 bar mit zunehmendem Druck stark an. Die Aufzeichnung der PV-Kurven ermöglicht die Festlegung einer ersten Änderung in der Kompressibilität, ausgehend von einem nahezu linearen Verlauf in der flüssigen Phase mit größter Genauigkeit. Im Konzentrationsbereich, in dem alle

Methoden übereinstimmen, wurde festgestellt, daß die Phasenbildung und das Verschwinden einer Phase schlagartig erfolgt, während sonst Übergangserscheinungen in Form von Trübungen erkennbar waren²⁵⁾.

Liegt eine Phasengrenze bei sehr geringen Konzentrationen einer Komponente, wie es im allgemeinen bei der Löslichkeit schwerflüchtiger Stoffe in komprimierten Gasen der Fall ist, kann mit Hilfe der synthetischen Methode kein Phasenübergang mehr festgestellt werden. Die Menge der einzuwiegenden Flüssigkeit ist bei derartig hohen Gasanteilen zu klein. Selbst wenn ein einphasiges Gemisch der erwünschten Konzentration vorliegt, läßt sich der Phasenübergang wegen der geringen Menge weder optisch noch durch eine Änderung der Kompressibilität feststellen.

Die hier überwiegend verwendete statische Methode ist apparativ aufwendiger als die synthetische, da neben dem größeren Druckbehälter noch Gaskompressoren und aufwendige analytische Geräte benötigt werden, um die Zusammensetzungen der Mehrkomponentenmischungen mit der erforderlichen Genauigkeit untersuchen zu können. Für die statische Methode sind Fehler der Gleichgewichtskonzentrationen charakteristisch. Dafür kann einerseits die ungenügende Einstellung des Gleichgewichtes verantwortlich sein. Andererseits ist die mangelnde Trennung der Phasen aufgrund geringer Dichteunterschiede zu nennen, die in der Nähe der kritischen Punkte und beim sogenannten barotropen Phänomen Fehler verursacht. Im Bereich geringer Dichteunterschiede sind Messungen aus diesen Gründen mit der statischen Methode im allgemeinen nicht möglich. Daneben muß die ungenügende Gleichgewichtseinstellung in den Probenkapillaren berücksichtigt und durch Spülen der Probenleitungen beseitigt werden. Schließlich kann das Gleichgewicht durch die Druckabsenkung beim Probenehmen verändert werden. Dem kann man in den meisten Fällen dadurch ausreichend begegnen, indem das Autoklavenvolumen im Vergleich zum Probenvolumen genügend groß gewählt wird. Bei den hier verwendeten Apparaturen beträgt dieses Verhältnis zwischen 1 : 300 und 1 : 1000. Wo das Einhalten eines derartigen Verhältnisses nicht möglich ist, bietet sich ein Nachfüllen

von Quecksilber in den Autoklavenraum während der Probenahme zur Vermeidung einer merklichen Druckabsenkung an. Bei der untersuchten Art von Systemen ist der steile Verlauf der Phasengrenzlinien für die Durchführung der statischen Methode von Vorteil, da eine Druckabsenkung nur geringe Konzentrationsänderungen zur Folge hat.

Eine nicht zu unterschätzende Fehlermöglichkeit besteht in der Veränderung der Probenzusammensetzung während der Probenahme beispielsweise durch Ablagerung schwerflüchtiger Stoffe in den Probenkapillaren. Diesen Fehler hält man am besten dadurch klein, daß Toträume vermieden werden und dünne Kapillaren verwendet werden, in denen eine hohe Strömungsgeschwindigkeit bei der Probenahme entsteht. In der Tat besteht bei der statischen Methode die Gefahr, daß für die Gasphase ein zu geringer Anteil an schwerflüchtigen Stoffen festgestellt wird. Häufig ist dies auf eine nicht gleichmäßige Temperaturverteilung im Autoklaveninnenraum, besonders bei höheren Temperaturen, zurückzuführen.

Ein im Rahmen des hier behandelten Themas entscheidender Vorteil der statischen Methode ist es, daß sie es gestattet, Gleichgewichte zwischen beliebig vielen Komponenten zu messen. Die synthetische Methode versagt hier, da thermodynamisch nur bei binären Systemen die Zusammensetzungen der Phasen bei gegebenen Bedingungen von Druck und Temperatur eindeutig festgelegt sind. Die nachfolgende Tabelle 2 gibt eine Übersicht über die Bedingungen, unter denen die beiden Methoden vorteilhaft eingesetzt werden können.

Die Aufstellung verdeutlicht, daß sich bei der Untersuchung von Phasengleichgewichten mit schwerflüchtigen Stoffen die vorteilhaften Einsatzmöglichkeiten beider Methoden nur wenig überschneiden. Andererseits ist zu einer vollständigen Bestimmung des Gleichgewichtsverhaltens die Anwendung beider Methoden nötig.

Tab. 2: Einsatzmöglichkeiten der statischen und der synthetischen Methode zur Bestimmung des Phasenverhaltens von Mischsystemen

(+ gut durchführbar, o möglich, - nicht möglich)

	statische Methode	synthetische Methode
Phasengleichgewichte binärer Systeme, keine schwerflüchtigen Komponenten	+	+
binäre Systeme mit schwerflüchtigen Komponenten	+	o
Glg. mit mehr als zwei Komponenten	+	-
Ermittlung des Zwei- phasengebiets	o	+
Feststellung mehrerer Phasen	-	+
Messungen im kritischen Gebiet	-	+
Löslichkeit schwer- flüchtiger Komponenten in komprimierten Gasen	+	-

Die Meßgenauigkeit wird für die beiden Methoden bei der Siedelinie auf $\pm 0,0075$ im Molenbruch geschätzt. Bei Messungen in der gasförmigen Phase mit der statischen Methode wird der Meßfehler bei schwerflüchtigen Stoffen auf $\pm 0,002$ im Molenbruch geschätzt. Bei höheren Löslichkeiten, etwa ab 0,05 im Molenbruch der schwerflüchtigen Komponente, muß mit einer Unsicherheit von $\pm 0,005$ im Molanteil gerechnet werden. Die Genauigkeit der instrumentellen Analytik liegt bei schwerflüchtigen komplexen Stoffgemischen erheblich unter diesen Werten.

Unter Beachtung der Anwendungsbereiche sind die Ergebnisse beider Methoden ähnlich zuverlässig.

3.1.3 Untersuchte Systeme

Es wurden mit Hinblick auf die Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase eine Reihe verschiedener Systeme experimentell untersucht. Dabei kam es darauf an, Bedingungen zu finden, unter denen eine relativ hohe Konzentration des schwerflüchtigen Stoffes im komprimierten Gas und eine günstige Verteilung der schwerflüchtigen Komponenten gegeben ist. Das Hinzufügen eines mittelflüchtigen Schleppmittels wirkt sich in dieser Hinsicht zwar günstig aus, vervielfacht jedoch gleichzeitig die Zahl der experimentellen Messungen, die zur Beurteilung für die mögliche Durchführung einer Trennung nötig sind.

Eine Liste der untersuchten Systeme ist in Tabelle 3 zusammengestellt. Die experimentellen Gleichgewichtsdaten dieser Systeme sind, zusammen mit der rechnerischen Darstellung in Abschnitt 6 wiedergegeben. Als Beispiele für die Ergebnisse der Phasengleichgewichtsmessungen sind in den Abb. 24 und 25 das binäre System Ölsäure - Kohlendioxid und das quasiternäre System Ölsäure - Stearinsäure - Methylenchlorid - Äthylen dargestellt.

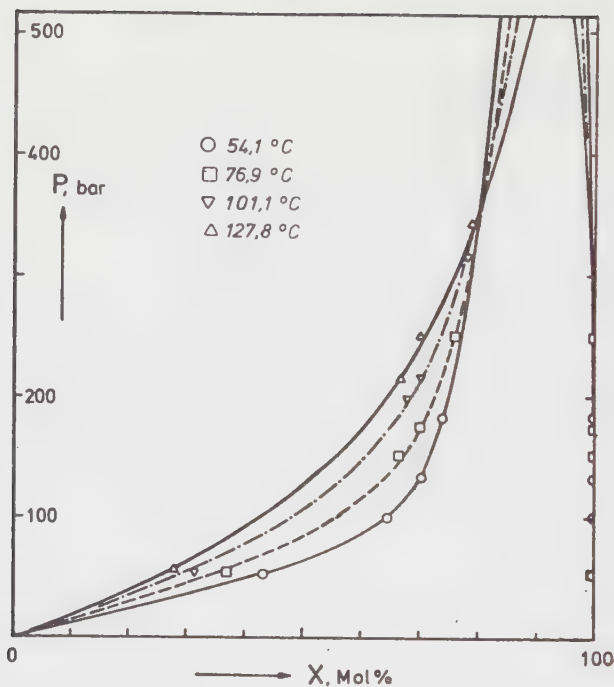


Abb. 24: P,x-Diagramm Kohlendioxid - Ölsäure

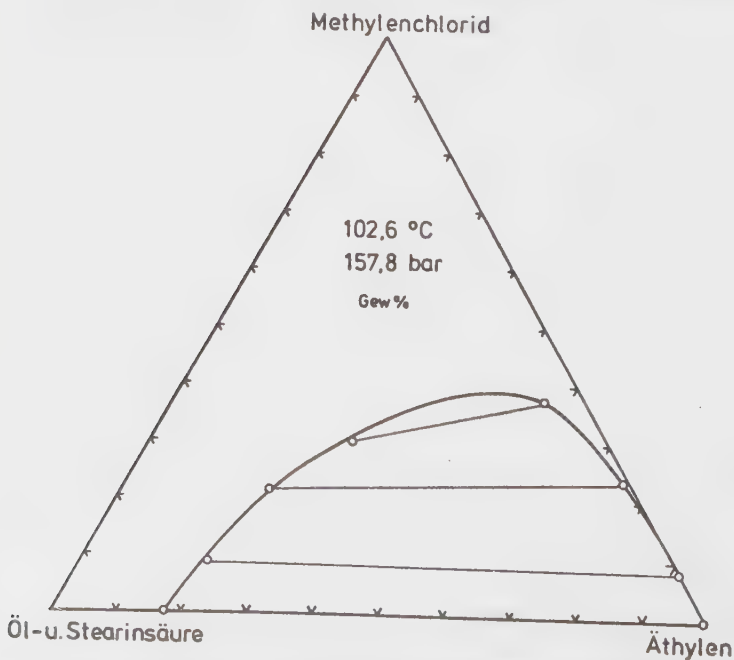


Abb. 25: Phasengleichgewichte im quasiternären System
 Ölsäure/Stearinsäure - Methylenchlorid - Äthylen

Tabelle 3: Zusammenstellung der untersuchten Systeme

1) Binäre Systeme

Komponenten	untersucht im		An- mer- kung
	Temperatur- bereich, °C	Druck- bereich, bar	
Ölsäure - Äthylen	20 - 173	50 - 130	
Stearinsäure - Äthylen	26 - 127	68 - 323	
Ölsäure - Kohlendioxid	40 - 128	51 - 334	
Ölsäure - Monochlortrifluormethan	54 - 127	52 - 363	
Ölsäure - Monobromtrifluormethan	76 - 128	29 - 151	
Ölsäure - Propan	107 - 128	22 - 100	
Methylenchlorid - Kohlendioxid	55 - 129	53	
Squalan - Kohlendioxid	70 - 150	50 - 300	
Aceton - Kohlendioxid	54 - 124	51	
Dimethylformamid - Kohlendioxid	54 - 100	32 - 255	
Glyceridgemisch - Kohlendioxid	75	200 - 510	1
Glyzerin - Kohlendioxid	100	150 - 200	
Tetrahydrofuran - Kohlendioxid	56 - 100	51 - 150	
Wasser - Kohlendioxid	150	20 - 200	
Äthanol - Kohlendioxid	50 - 130	50	
Squalan - Wasserstoff	54 - 150	304 - 870	
Methylal - Kohlendioxid	40	50 - 100	
Methylal - Stickstoff	40 - 60	50 - 153	
Wasser - Stickstoff	240	100 - 202	
Glyceridgemisch - Stickoxid	70	59 - 210	1
Glyceridgemisch - Äthylen	70	100 - 290	1
Glyceridgemisch - Stickstoff	70	103 - 315	1
Glyceridgemisch - Monochlortri- fluormethan	70	99 - 326	1
Ölsäureglyceride - Kohlendioxid	50 - 125	30 - 250	2
Ölsäureglyceride - Äthylen	50 - 125	30 - 250	2
Benzol - Kohlendioxid	60 - 80	50 - 100	

2) Systeme mit drei oder mehr Komponenten

Komponenten	untersucht im Temperatur- bereich, °C	Druck- bereich, bar	An- mer- kung
Ölsäure - Stearinsäure - Äthylen	76 - 127	68 - 248	
Ölsäure - Stearinsäure - Benzol - Äthylen	54 - 124	54 - 196	
Ölsäure - Stearinsäure - Aceton - Äthylen	54 - 126	59 - 197	
Ölsäure - Stearinsäure - Aceton - Kohlendioxid	77 - 127	103 - 207	
Ölsäure - Stearinsäure - n-Heptan - Äthylen	54 - 128	54 - 257	
Ölsäure - Stearinsäure - n-Hexan - Kohlendioxid	102	151 - 258	
Ölsäure - Stearinsäure - Aceto- nitril - Kohlendioxid	102	148 - 254	
Ölsäure - Stearinsäure - Acetal- dehyd - Kohlendioxid	102	145 - 209	
Ölsäure - Stearinsäure - Methylen- chlorid - Kohlendioxid	75 - 125	94 - 203	
Ölsäure - Stearinsäure - Methylen- chlorid - Äthylen	102	158	
Ölsäure - Stearinsäure - Äthylen - Kohlendioxid	102	100	2
Ölsäure - Stearinsäure - Benzol - Äthylen - Kohlendioxid	102	96 - 207	2
Ölsäure - Stearinsäure - Benzol - Kohlendioxid	70 - 100	135 - 155	
Ölsäure - Stearinsäure - Benzol - Stickstoff	102	52 - 206	
Ölsäure - Stearinsäure - Stickstoff	102	52 - 320	
Ölsäure - Stearinsäure - Benzol - Propan - Äthylen	102	56 - 251	
Ölsäure - Stearinsäure - Propan - Kohlendioxid	101	102 - 151	

Komponenten	untersucht im		
	Temperatur- bereich, °C	Druck- bereich, bar	An- mer- kung
Ölsäure - Stearinsäure - Dimethyl- formamid - Kohlendioxid	75	200	3
Ölsäure - Stearinsäure - Dimethyl- formamid - Äthylen	70	200	3
Leinölfettsäure - Tetrahydrofuran - Kohlendioxid	70	151	
Glyzerin - Äthanol - Kohlendioxid	100	145 - 200	
Stearinsäureglyceride - Aceton - CO ₂	70 - 110	135	
Glyceridgemisch - Äthanol - Kohlen- dioxid	50 - 110	60 - 215	
Squalan - Kohlendioxid - Wasserstoff	70 - 150	304 - 679	
Ölsäure - Stearinsäure - Methyl- äthylketon - Kohlendioxid	70	150	4
Ölsäure - Stearinsäure - Acetyl- aceton - Kohlendioxid	123	145	4
Ölsäure - Stearinsäure - Malonsäure- dimethylester - Kohlendioxid	159	215	4
Stearinsäureglyceride - Äthanol - CO ₂	70	140	
Ölsäureglyceride - Methanol - CO ₂	50 - 125	100 - 250	2
Ölsäureglyceride - Methanol - Äthylen	50 - 125	100 - 250	2
Ölsäureglyceride - Aceton - Äthylen	50 - 125	100 - 250	2

Anmerkungen:

- 1) Glyceridgemisch: Pflanzenöl, bestehend aus etwa 85 Gew% Triglyzeriden, 5 - 8 Gew% Diglyzeriden, 1 Gew% Monoglyzeriden und 5 - 10 Gew% freien Fettsäuren.
- 2) R. Düsel, Diplomarbeit, Erlangen 1974
- 3) Fettsäuregemisch entsprechend Sojaölfettsäure (SJ05)
- 4) C. Tiegs, Studienarbeit, Erlangen 1977.

3.2 Rechnerische Behandlung von Phasengleichgewichten

Aufgabe der Berechnung von Phasengleichgewichten ist es, mit Hilfe eines physikalisch begründeten mathematischen Modells das Phasenverhalten von Mischungen zu beschreiben. Dadurch kann die Zahl der aufwendigen Experimente eingeschränkt werden. Daneben erweitern die zur Berechnung notwendigen Modellvorstellungen das Verständnis für das molekularphysikalische Verhalten von Mischungen und können so befruchtend für die Auswahl von Stoffen für Prozesse der Verfahrenstechnik wirken. Während bei der Behandlung von Phasengleichgewichten bei Normaldruck oder mäßigem Druck der Einfluß der Wechselwirkungskräfte in der Gasphase auf die thermodynamischen Funktionen vernachlässigt werden kann, sind derartige Vereinfachungen bei hohen Drücken nicht mehr möglich.

3.2.1 Übersicht über die Methoden zur Berechnung von Phasengleichgewichten bei hohen Drücken

Bleiben die Konzentrationen in den einzelnen Phasen klein, können die Phasen getrennt betrachtet werden.

Die Löslichkeit von Gasen in Flüssigkeiten verläuft bei konstanter Temperatur häufig nahezu linear mit dem Druck. Unter Berücksichtigung der Druckabhängigkeit der Henry-Konstante haben Kritschewski und Kasarnowski²⁸⁾ Gleichgewichtskonzentrationen von in Flüssigkeiten wenig löslichen Gasen bis zu hohen Drücken beschreiben können. Mit einer weiteren Korrektur in Form eines zweikonstantigen Margules-Ansatzes konnten die Löslichkeiten von Wasserstoff und Helium in Lösungsmitteln auch bei höheren Konzentrationen beschrieben werden²⁹⁾.

Die Löslichkeit von Stoffen in komprimierten Gasen wurde zu berechnen versucht, indem die Druckabhängigkeit des chemischen Potentials der überkritischen Komponente berücksichtigt wurde. Dies führte jedoch nur zu einer qualitativ richtigen

Beschreibung bei mäßigen Drücken. Unter Annahme von Wechselwirkungen in der gasförmigen Phase leiteten Kritschewski und Chasanowa³⁰⁾ eine halbempirische Gleichung ab, die zur Beschreibung der Löslichkeit eines polaren Stoffes in einem nichtpolaren Gas geeignet ist. Umfangreiche Anstrengungen wurden unternommen, um mit Hilfe der Virialgleichung Löslichkeiten in der Gasphase quantitativ zu erfassen. Für den Fall, daß die Konzentration des im Gas gelösten Stoffes 2 klein ist, also $x_2 \ll x_1$, kann aus der Virialgleichung die Abhängigkeit der Gleichgewichtskonzentrationen abgeleitet werden, worin v das Molvolumen der Mischung, v_2^s das Molvolumen der Komponente 2 und x_2^o den Molenbruch der Komponente 2 ohne Fremdgaszusatz bedeuten.

$$\ln x_2/x_2^o = (v_2^s - 2B_{12})/v + (v_2^s B_{11} - 3/2 C_{112})/v^2 + \\ + (v_2^s C_{111} - 4/3 D_{112})/v^3 + \dots \quad (6)$$

Die rechte Seite gibt einen Ausdruck für die Konzentrationserhöhung der Komponente 2. Die Terme, in denen v_2^s als Faktor vorkommt, berücksichtigen den Einfluß des hydrostatischen Druckes auf das chemische Potential des Feststoffes. Die Terme, die gemischte Virialkoeffizienten enthalten, berücksichtigen die Wechselwirkung zwischen verschiedenen Molekülen der Gasphase. Die Koeffizienten werden entweder mit Hilfe der statistischen Thermodynamik berechnet oder aus experimentellen Daten bestimmt.

Perkins³¹⁾ erklärte die Zersetzung von $\text{BaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3$ unter dem Druck verschiedener Fremdgase mit Hilfe eines Kugelmodells. Robin, Vodar und Bergeon³²⁾ verwendeten das Lennard-Jones Potential zur Darstellung von Löslichkeitsdaten, wobei im Bereich mäßiger Drücke relativ gute Ergebnisse erzielt wurden. Ewald, Jepson und Rowlinson³³⁾ gaben eine vollständige Entwicklung der Gleichung für die Löslichkeit an, die Dokoupil, van Soest und Swenker³⁴⁾ in eine Entwicklung nach dem Druck umkehrten. Ewald³⁵⁾ gab eine umfassendere Form von Gl. 6 an, bei der x_2 nicht klein sein muß. Franck³⁶⁾ hat eine halbempirische Modifikation von Gl. 6 vorgeschla-

gen, die auf der Assoziation nach dem Massenwirkungsgesetz beruht und die Gültigkeit der Gl. 6 zu höheren Drücken hin ausdehnt.

Fälle, in denen nur die Löslichkeit in einer Phase berücksichtigt werden muß sind für den Anwendungsfall der Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase relativ selten, da in der Regel weder die Konzentrationen klein bleiben, noch der Einfluß der anderen Phase vernachlässigt werden kann. Deshalb müssen die chemischen Potentiale oder die Fugazitäten eines Stoffes in den verschiedenen Phasen in Abhängigkeit der thermodynamischen Zustandsgrößen Druck, Temperatur und Zusammensetzung betrachtet werden. Zur Formulierung dieser Beziehungen bestehen mehrere grundsätzliche Möglichkeiten: Die Verwendung einer Zustandsgleichung, die gasförmige und flüssige Zustandsgebiete beschreibt, die Einführung von Teilfunktionen, bei denen meist der Einfluß einer thermodynamischen Zustandsgröße vernachlässigt wird und schließlich die Anwendung des Theorems der übereinstimmenden Zustände.

Die Verwendung des Theorems der übereinstimmenden Zustände und von Zustandsgleichungen zur Berechnung von Phasengleichgewichten fußt auf den Arbeiten von Van der Waals³⁷⁾. Quantitativ bessere Ergebnisse wurden durch verbesserte Zustandsgleichungen wie der Benedict-Webb-Rubin-Gleichung³⁸⁾ oder modifizierter Van der Waals Gleichungen wie der Redlich - Kwong Gleichung³⁹⁾ erhalten. Neuere Arbeiten bedienen sich allerdings gelegentlich wieder der ursprünglichen Form der Zustandsgleichung nach Van der Waals⁴⁰⁾.

Chao und Seader⁴¹⁾ sowie Chueh und Prausnitz⁴²⁾ haben in ihren Arbeiten von der Möglichkeit Gebrauch gemacht, die Fugazitäten in Teilfunktionen darzustellen. Nach Chao und Seader wird der K-Faktor der Komponente i in einer Mischung aus drei thermodynamischen Größen berechnet.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = v_i \circ \frac{y_i}{\phi_i} \quad (7)$$

Die Größe v_i^0 ist der Fugazitätskoeffizient der reinen flüssigen Komponente i , γ_i ist der Aktivitätskoeffizient der Komponente i in der flüssigen Phase und ϕ_i der Fugazitätskoeffizient.

Die Größe v_i^0 wird mit Hilfe des Theorems der übereinstimmenden Zustände in der Form nach Curl und Pitzer⁴³⁾ ermittelt. Für den Aktivitätskoeffizienten wird die von Hildebrand⁴⁴⁾ vorgeschlagene Beziehung mit dem sogenannten Löslichkeitsparameter verwendet. Für die Berechnung des Fugazitätskoeffizienten wird die Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong herangezogen, wobei die Konstanten der Gleichung aus den kritischen Daten der reinen Komponenten bestimmt werden. Der Anwendungsbereich dieser Methode beschränkt sich auf Kohlenwasserstoffe mit bis zu 10 Kohlenstoffatomen und einige leichte Gase.

Chueh und Prausnitz formulieren die Gleichgewichtsbedingung folgendermaßen:

$$\gamma_i \cdot x_i \cdot f_i^0 = \phi_i \cdot y_i \cdot P \quad (8)$$

Darin bedeutet γ_i den Aktivitätskoeffizienten in der flüssigen Phase, f_i^0 die Standardfugazität der Komponente i und ϕ_i den Fugazitätskoeffizienten in der gasförmigen Phase. Formuliert man den Ansatz nach Chao und Seader entsprechend um, erhält man:

$$\gamma_i \cdot x_i \cdot v_i^0 \cdot P = \phi_i \cdot y_i \cdot P \quad (9)$$

Die Standardfugazität f_i^0 bei Prausnitz und Chueh entspricht also formal dem Produkt $v_i^0 \cdot P$ bei Chao und Seader. Der Fugazitätskoeffizient in der gasförmigen Phase wird von Prausnitz und Chueh ebenfalls mit Hilfe der Redlich-Kwong Gleichung errechnet. Die Konstanten dieser Gleichung werden jedoch an PVT-Daten der flüssigen und der gasförmigen Phase angepaßt. Ferner werden über die Mischungsregeln binäre Wechselwirkungsparameter eingeführt. In der flüssigen Pha-

se wird der Aktivitätskoeffizient in einen druckunabhängigen Aktivitätskoeffizienten umgerechnet, dessen Konzentrationsabhängigkeit bei einem Bezugsdruck betrachtet wird und in einen druckabhängigen Teil, der die Veränderung des partiellen molaren Volumens mit dem Druck berücksichtigt. Die Konzentrationsabhängigkeit des Aktivitätskoeffizienten wird durch eine modifizierte Van-Laar Gleichung berücksichtigt. Die Standardfugazität erhält man aus einer empirischen Funktion, deren Koeffizienten tabelliert sind und die auf dem Theorem der übereinstimmenden Zustände beruht. Der Anwendungsbereich dieser Methode ist dem der Methode von Chao und Seader ähnlich. Für Gemische aus schwerflüchtigen Komponenten und komprimierten Gasen war eine Anwendung nicht mit Erfolg ausführbar²³⁾.

Die Ergebnisse der Berechnung von Phasengleichgewichten mit Hilfe von Zustandsgleichungen hängen von der Genauigkeit ab, mit der PVT-Werte im Bereich gasförmiger und flüssiger Phasen wiedergegeben werden und von der Bestimmbarkeit der Konstanten der verwendeten Gleichung. Mit der BWR-Zustandsgleichung werden für Kohlenwasserstoffe bis etwa C₁₀, für die die Ermittlung der Konstanten durchgeführt oder möglich ist, gute Ergebnisse erhalten. In Sonderfällen ist auch die Anwendung von Zustandsgleichungen mit noch mehr Konstanten gerechtfertigt⁴⁵⁾. Im Rahmen der Phasengleichgewichte mit Gemischen aus schwerflüchtigen Stoffen wird jedoch die Parameterermittlung entscheidend. So wird für diese Anwendungsfälle zweckmäßigerweise die Entwicklung eines Rechenverfahrens auf Zustandsgleichungen mit möglichst wenigen anpaßbaren Parametern beschränkt.

3.2.2 Rechnerische Darstellung der Phasengleichgewichte mit Hilfe der Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong

Bei der Berechnung von Phasengleichgewichten komprimierter Gase mit schwerflüchtigen Stoffen unter Verwendung der Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong müssen neben den Parametern für die reinen Stoffe auch Wechselwirkungspara-

ter für jedes mögliche binäre Stoffpaar der betrachteten Mischung ermittelt werden. Beide Aufgaben lassen sich mathematisch lösen, wenn genügend experimentelle Daten vorliegen, um die auftretenden Bestimmungsgleichungen für die Parameter eindeutig angeben zu können. Bei schwerflüchtigen Stoffen ist dies häufig nicht gegeben. Es wurde daher das Ziel verfolgt, auch in diesen Fällen die notwendigen Konstanten mit möglichst wenig experimentellen Daten bestimmen zu können. Dazu wurden aus bekannten Parametern der Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong für reine Stoffe durch Korrelationsrechnungen funktionelle Zusammenhänge gefunden⁴⁶⁾, die eine Bestimmung unbekannter Parameter gestatten, wobei von der experimentell leicht zugänglichen Dichte des reinen Stoffes unter Normalbedingungen ausgegangen wird.

2.1 Berechnungsmethode

Das Gleichgewicht zwischen einer gasförmigen und einer flüssigen Phase ist thermodynamisch für die Komponente i durch folgende Beziehung gegeben⁴⁷⁾:

$$RT \ln \frac{1}{K_i} = \int_{P^+}^P [\bar{V}_i(y_i) - \bar{V}_i(x_i)] dP \quad (10)$$

Danach errechnet sich der K-Faktor aus einem Integral über die Differenz der partiellen molaren Volumina der gasförmigen und der flüssigen Phase, wobei die Integrationsgrenzen der Bezugsdruck P^+ und der Systemdruck P sind.

Die partiellen molaren Volumina werden durch eine geeignete Zustandsgleichung errechnet. Für unsere Zwecke wird die Gleichung nach Redlich und Kwong⁴⁸⁾ in der folgenden Modifikation verwendet:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a^+}{v(v + b)} \quad (11)$$

$$\text{mit} \quad a^+ = a \cdot T^\alpha \quad (11a)$$

Der Term für a^+ wurde von Hederer, Peter und Wenzel⁴⁹⁾ vorgeschlagen, um die Temperaturabhängigkeit des Parameters "a" zu berücksichtigen.

Es hat bisher schon mehrere Versuche gegeben, die Temperaturabhängigkeit des Parameters "a" zu berücksichtigen, seit Wilson⁵⁰⁾ erstmals mit der Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong Phasengleichgewichte berechnete. Neben Wilson und anderen Autoren haben Joffe, Zudkevitch und Schroeder⁵¹⁾ und Soave⁵²⁾ entsprechende Modifikationen der Zustandsgleichung vorgeschlagen. Diese Modifikationen setzen die Kenntnis der kritischen Daten der betreffenden Substanzen voraus. Für die meisten Stoffe, die im Rahmen der Phasengleichgewichte mit schwerflüchtigen Stoffen interessant sind, können diese Daten jedoch experimentell nicht bestimmt werden, da sich diese Stoffe vorher thermisch zersetzen.

Die Anwendung des Ausdrucks $a^+ = a \cdot T^a$ machte es möglich, für jeden reinen Stoff einen einzigen Satz Parameter durch Anpassung an den Dampfdruck, an das Molvolumen der flüssigen Phase und an die Verdampfungsenthalpie zu berechnen. Dieser Parametersatz gestattet die Berechnung der PVT-Daten und der Verdampfungsenthalpie im für Phasengleichgewichte interessanten Bereich mit guter und ausreichender Genauigkeit.

Bei schwerflüchtigen Stoffen stößt die Parameterermittlung durch Anpassung an individuelle Stoffdaten wegen deren Unzulänglichkeit zunehmend auf Schwierigkeiten. Der Dampfdruck schwerflüchtiger organischer Substanzen ist sehr klein. Er liegt bei etwa 1 Torr im Bereich von 200 bis 300 °C. Er ist ferner experimentell nicht einfach zugänglich, was nicht zuletzt auch auf der mangelnden Reinheit der untersuchten Stoffe beruht. Damit ist im allgemeinen der Fehler der experimentellen Daten nicht unerheblich, was sich besonders schwerwiegend auf die Temperaturabhängigkeit der Parameter auswirkt, die aus der Steigung der Dampfdruckkurve ermittelt wird. Ähnliches gilt für die Verdampfungsenthalpie. Demgegenüber ist das Molvolumen oder die Dichte einer konden-

sierten Phase leicht zugänglich.

Zur Berechnung der Eigenschaften von Mischungen werden die nachfolgend angegebenen Beziehungen verwendet:

$$a^+ = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ij}^+ \quad (12)$$

$$a_{ij}^+ = (1 - \theta) (a_{ii}^+ \cdot a_{jj}^+)^{1/2} \quad \text{für } i \neq j \quad (13)$$

$$a_{ii}^+ = a_i T^{\alpha_i} \quad (14)$$

$$b = \sum_{i=1}^n x_i b_i \quad (15)$$

2.2 Korrelation der Redlich-Kwong-Parameter

Um die Redlich-Kwong-Parameter schwerflüchtiger Stoffe aus einem Minimum an Information über den betreffenden Stoff bestimmen zu können, wurde versucht, für die Redlich-Kwong-Parameter allgemeingültige Beziehungen zu ermitteln, die nur von der Dichte oder dem Molvolumen des reinen Stoffes ausgehen.

Die bisherigen Versuche, RK-Parameter zu korrelieren und zu verallgemeinern wurden von Lu und Mitarbeitern⁵³⁾ zusammengestellt. In diesen Arbeiten wird im allgemeinen von einer Form der Zustandsgleichung ausgegangen, die Chueh und Prausnitz⁴²⁾ eingeführt haben. Die Gleichungen für die RK-Parameter lauten demnach:

$$a_i = \frac{\Omega_{ai} \cdot R^2 \cdot T_{ci}^{2,5}}{P_{ci}} \quad (16)$$

$$b_i = \frac{\Omega_{bi} \cdot R \cdot T_{ci}}{P_{ci}} \quad (17)$$

Ω_{ai} und Ω_{bi} werden als Parameter aufgefaßt, die gesondert an PVT-Daten der flüssigen und der gasförmigen Phase der reinen Komponente i angepaßt werden. Ursprünglich hatten Redlich und Kwong die universellen Konstanten $\Omega_a = 0,42748$ und $\Omega_b = 0,08664$ angegeben.

Da in dieser Form die kritischen Daten auftreten ist sie für schwerflüchtige Stoffe nicht geeignet. Soweit jedoch kritische Daten bekannt sind, lassen sich die im Rahmen dieser Arbeit verwendeten RK-Parameter in Werte für Ω_{ai} und Ω_{bi} umrechnen, die für gasförmige und flüssige Phase gleichermaßen gültig sind.

$$\begin{aligned}\Omega_{ai} &= a_i \cdot \frac{P_{ci}}{R_2 \cdot T_{ci}^{2,5}} T^{a+0,5} \\ \Omega_{bi} &= b_i \cdot \frac{P_{ci}}{R T_{ci}}\end{aligned}\quad (19)$$

Die stoffspezifischen Parameter der Redlich-Kwong-Gleichung werden heute meist temperaturabhängig angesetzt. Chaudron und Mitarbeiter⁵⁴⁾ korrelierten 1973 die Parameter als Funktion der reduzierten Temperatur T_R und des azentrischen Faktors ω . Eine neuere Korrelation wurde von Simonet und Behar⁵⁵⁾ 1976 vorgeschlagen. Diese Beziehungen beschränkten sich vor allem auf die Wiedergabe volumetrischer Eigenschaften, ohne die Bedingung heranzuziehen, daß die Fugazitäten einer Komponente in zwei im Gleichgewicht stehenden Phasen gleich sein müssen, wie es für Berechnungen von Phasengleichgewichten notwendig ist. De Mateo und Kurata⁵⁶⁾ berichteten 1975 in einer Studie über die Löslichkeiten fester Kohlenwasserstoffe in flüssigem Methan über eine Korrelation der RK-Parameter von sieben Kohlenwasserstoffen bei Temperaturen unterhalb 183 K, ohne jedoch eine Verallgemeinerung durchzuführen. Ähnlich verfahren Vogl und Hall⁵⁷⁾ 1970 bei der Korrelation der Parameter für Wasserstoff und Helium, die sie für den überkritischen Bereich durchführten. Schon Wilson hatte 1964 den Parameter "a" als temperaturabhängig angesehen und später (1966) als Funktion

von T_R und ω für Enthalpieberechnungen verallgemeinert. Eine andere allgemeine Beziehung für diesen Parameter wurde 1972 von Soave⁵⁸⁾ angegeben.

Lu und Mitarbeiter gehen bei der Parameterbestimmung davon aus, daß sie den Dampfdruck zur Anpassung verwenden, womit die Bedingung gleicher Fugazitäten in flüssiger und gasförmiger Phase erfüllt ist. Die auf diese Weise für Paraffine bis C10, einige Gase und Benzol erhaltenen Parameter wurden einzeln als Funktion von T_R in den Temperaturbereichen I: $0,85 \leq T_R \leq 1,0$ und II: $T_R(\text{min}) \approx 0,5 \dots 0,6 \leq T_R \leq 0,85$ mit Hilfe einer Korrelationsrechnung dargestellt, wobei sich folgende Beziehungen ergaben:

$$\begin{aligned} \text{I: } \Omega_a &= a_0 + a_1 (1 - T_R) + a_2 (1 - T_R)^{1/3} + a_3 (1 - T_R)^{2/3} \\ \Omega_b &= c_0 + c_1 (1 - T_R) + c_2 (1 - T_R)^{1/3} + c_3 (1 - T_R)^{2/3} \end{aligned} \quad (20)$$

$$\text{II: } \Omega_a = \sum_{i=0}^2 b_i T_R^i \quad \Omega_b = \sum_{i=0}^2 d_i T_R^i \quad (21)$$

Darüberhinaus wurden die Koeffizienten a_i , b_i , c_i , und d_i als Funktion von Pitzers azentrischem Faktor ω verallgemeinert, wobei folgende Ausdrücke Verwendung fanden:

$$a_i = \sum_{j=0}^2 a_{ij} \omega^j \quad (i=0,1,2,3) \quad ; \quad b_i = \sum_{j=0}^2 b_{ij} \omega^j \quad (i=0,1,2) \quad (22)$$

$$c_i = \sum_{j=0}^2 c_{ij} \omega^j \quad (i=0,1,2,3) \quad ; \quad d_i = \sum_{j=0}^2 d_{ij} \omega^j \quad (i=0,1,2) \quad (23)$$

Damit ist die Berechnung von Ω_a und Ω_b aus der Kenntnis von ω und T_c der reinen Komponenten möglich. Die Beziehungen wurden von den Autoren an mehreren Stoffen wie Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff, Tetrachlorkohlenstoff, Cyclo-

hexan, Sauerstoff, n-Nonan und n-Decan getestet und für gut befunden.

Hederer, Peter und Wenzel⁴⁹⁾ gaben verallgemeinerte Beziehungen für die RK-Parameter der Alkane, Alkene und Alkine an. Diese Gleichungen beruhen auf der Siedetemperatur der reinen Stoffe bei Atmosphärendruck oder vermindertem Druck. Für andere Stoffgruppen konnten auf dieser Grundlage keine entsprechenden Beziehungen gefunden werden.

Zur Ermittlung von allgemeinen Beziehungen für RK-Parameter, die auch für schwerflüchtige Stoffe und Stoffgemische anwendbar sind, wurde das Molvolumen der reinen Stoffe verwendet⁴⁶⁾. Dazu wurden die RK-Parameter von 214 Substanzen unterschiedlicher Struktur und mit unterschiedlichen funktionellen Gruppen herangezogen. Unter diesen 214 Stoffen sind etwa 50 mit einer Siedetemperatur über 300 °C bei Atmosphärendruck. Diese Stoffe sind in Tabelle 4, Kapitel 7 aufgelistet. Die RK-Parameter wurden durch Anpassung an das Molvolumen der flüssigen Phase, an Dampfdruckdaten und gegebenenfalls an die Verdampfungsenthalpie ermittelt⁵⁹⁾. Die so gewonnenen Parameter a , b , a^+ , α , T_s und v_L oder deren Logarithmen wurden einer linearen Regressionsanalyse unterzogen, mit deren Hilfe die in nachfolgender Tabelle 5 angeführten Korrelationen als brauchbar gefunden wurden.

Tabelle 5: Gesamtkorrelationen der RK-Parameter

Nr.	Korrelation	Korrelationskoeffizient	Anzahl der Stoffe
1	$b = 0,992042 \cdot v_{L20} - 0,01361$	0,99862	214
2	$\ln a^+_{20} = 1,735895 \cdot \ln b + 7,71744$	0,97192	214
3	$\ln a = 1,863155 \cdot \ln a^+_{20} + 0,30181$	0,97110	214

b [l/mol], v_{L20} [l/mol] bei 20 °C, 760 Torr

$$a^+ = \frac{l^2 \text{ at}}{\text{mol}^2} ; a = \frac{l^2 \text{ at}}{\text{mol}^2 K^\alpha}$$

GESAMTKORRELATION DER RK-PARAM

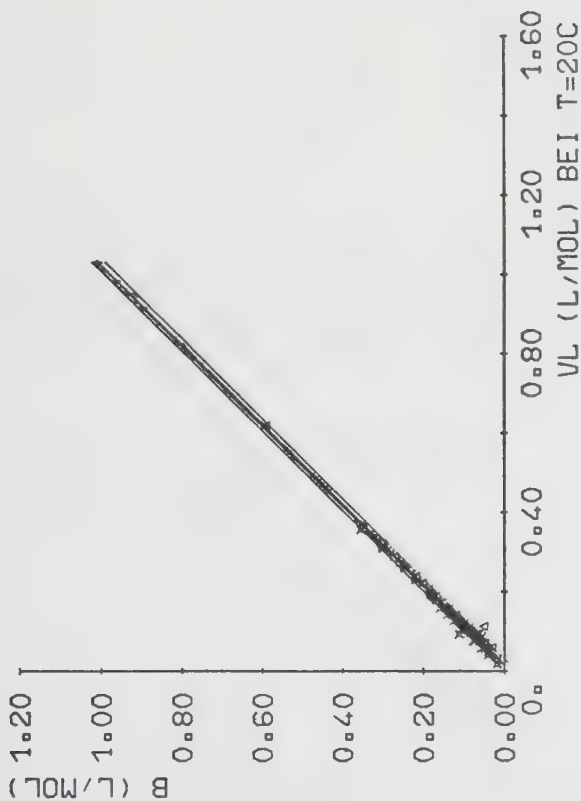


Abb. 26: Gesamtkorrelation der RK-Parameter: b über v_L

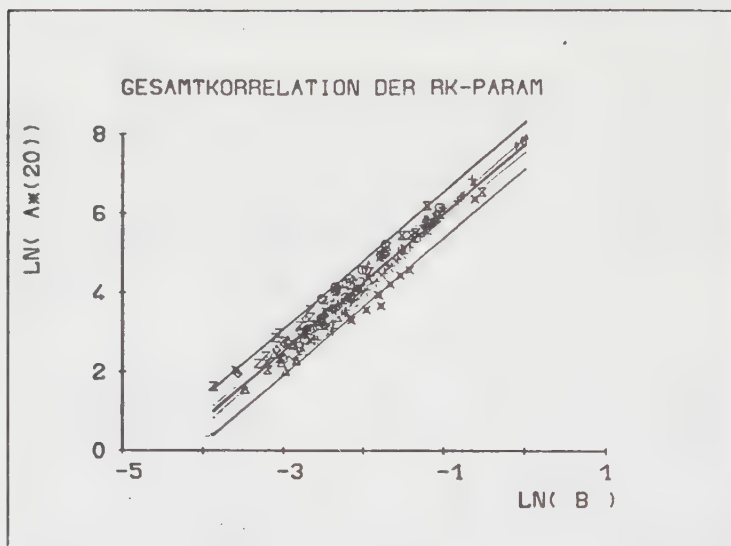


Abb. 27: Gesamtkorrelation der RK-Parameter: a_{20}^+ über b

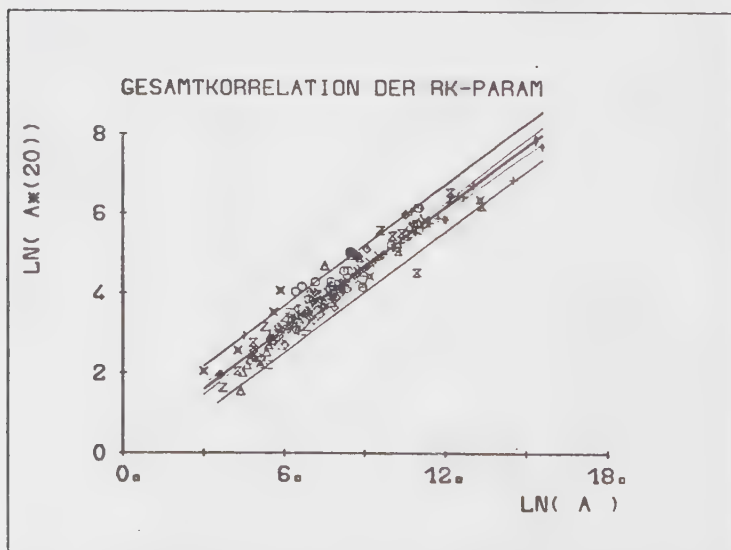


Abb. 28: Gesamtkorrelation der RK-Parameter: a_{20}^+ über a

Diese Korrelationen sind in den Abb. 26 bis 28 dargestellt.

Es ergibt sich folgender Weg zur Ermittlung der RK-Parameter:

1. Bestimmung von b aus dem Molvolumen V_{L20} des kondensierten Stoffes bei 20 °C mit Hilfe von Korrelation Nr. 1. Bei Alkoholen ist b mit 1,52 zu multiplizieren.
2. Bestimmung von a_{20}^+ aus Korrelation Nr. 2 unter Verwendung von b aus Korrelation 1.
3. Bestimmung von a aus Korrelation Nr. 3 unter Verwendung von a_{20}^+ aus Korrelation Nr. 2.
4. Bestimmung von α aus $a^+ = a \cdot T^\alpha$ (Gl. 11a). Als Bezugstemperatur gilt 293,15 K:

$$\alpha = 0,176035 \ln \frac{a^+}{a}$$

Die ausgezeichnete Korrelation von b über V_L bestätigt die physikalische Bedeutung des Parameters b als Kovolumen. Überraschender ist dagegen, daß sich für die Parameter a , a^+ und α Korrelationen finden, mit denen sich alle Stoffe ohne zusätzlichen Parameter gut korrelieren lassen.

Bei der Gruppe der Alkohole und auch bei Wasser wurde eine konstante Abweichung von der Hauptgruppe der Komponenten bei der Korrelation von a_{20}^+ über b gefunden. Dies kann mit der Assoziation dieser Substanzen erklärt werden. Für V_L und b wurden nämlich Werte verwendet, die denen einer nicht assoziierenden Flüssigkeit entsprechen. Die Anpassung der Parameter a und α an Dampfdruckdaten bzw. Verdampfungsenthalpien bedeutet andererseits, daß diese Werte für die assoziierende Flüssigkeit repräsentativ sind. Zur Beseitigung dieser Diskrepanz wurde das Kovolumen dieser Stoffe mit der mittleren Abweichung von der Korrelation korrigiert. Die sich nach der Korrektur ergebenden Parameter können nun zur Berechnung von Phasengleichgewichten verwendet werden.

Die angegebenen Beziehungen schließen Stoffe mit niedrigen kritischen Temperaturen als 20 °C nicht ein und es wird

empfohlen, die Beziehungen für Stoffe mit $T_c < 50^\circ\text{C}$ nicht zu verwenden. Die RK-Parameter einiger dieser Stoffe sind in der nachfolgenden Tabelle 6 aufgeführt.

Tabelle 6: RK-Parameter für Stoffe mit $T_c < 50^\circ\text{C}$

Komponente	RK-Parameter		
	a	b	α
Methan	13,02	0,02956	-0,31802
Äthan	53,162	0,043506	-0,37913
Äthylen	45,769	0,038821	-0,39684
Azetylen	88,05	0,03323	-0,51587
Kohlenmonoxid	10,565	0,027424	-0,38829
Kohlendioxid	89,651	0,027299	-0,55689
Stickstoff	6,7349	0,026526	-0,31575
Wasserstoff	0,30	0,01834	-0,01450
Monochlortrifluormethan	86,67	0,05101	-0,43274
Monobromtrifluormethan	146,89	0,05829	-0,47849

Ist das Molvolumen nicht bei 20°C , sondern einer anderen Temperatur bekannt, können die Korrelationen in Tabelle 7 zu einer Umrechnung verwendet werden. Diese Beziehungen wurden mit Hilfe der Stoffe ermittelt, die auch für die Parameterrechnungen benützt wurden.

Die angegebenen Korrelationen machen es möglich, RK-Parameter beliebiger Stoffe allein aus dem Molvolumen zu bestimmen. Daneben ergeben sich noch weitere Vorteile: Bei der Bestimmung der RK-Parameter durch Anpassung an thermodynamische Daten kommt es häufig vor, daß aufgrund von Fehlern in den Daten für ähnliche Stoffe völlig abweichende Parameter erhalten werden. Hier ist die Korrektur solcher Parameter und der Hinweis möglich, welche experimentellen

Tabelle 7: Korrelationen für die Umrechnung des Molvolumens

Tem- pera- tur, °C	Korrelation	Korre- lations- koeffi- zient	Anzahl der Stoffe
0	$v_{L20} = 1.000482 v_{L0} + 0.00226$	0.99989	187
40	$v_{L20} = 0.999089 v_{L40} - 0.00238$	0.99993	187
60	$v_{L20} = 0.998126 v_{L60} - 0.00502$	0.99976	187
80	$v_{L20} = 0.996946 v_{L80} - 0.00802$	0.99928	187
100	$v_{L20} = 0.994341 v_{L100} - 0.01065$	0.99907	187

Daten mit größeren Fehlern behaftet sind. Bei der Parameterermittlung von Zustandsgleichungen geht man im allgemeinen davon aus, daß man es mit absolut reinen Stoffen zu tun hat. Häufig ist dies jedoch nicht der Fall und bei schwerflüchtigen Stoffen ist auch die Reinigung schwierig. Vielfach interessiert nicht das Phasenverhalten eines reinen Stoffes, sondern das des Gemisches. Dieses besteht in vielen Fällen aus relativ ähnlichen Stoffen. Für solche Gemische kann man bei Kenntnis der Dichte und des mittleren Molekulargewichtes ebenfalls die RK-Parameter aus den Gesamtkorrelationen ermitteln und mit Erfolg zur Darstellung von Phasengleichgewichten verwenden.

3 Korrelation der RK-Parameter von homologen Reihen und verwandten Stoffen

Die Verwendung unterschiedlichster Stoffe bei der Aufstellung der Gesamtkorrelationen bringt es mit sich, daß die daraus ermittelten RK-Parameter insbesondere für mittelflüchtige Stoffe, wie die üblichen Lösungsmittel, im Einzelfall das PVT-Verhalten des reinen Stoffes nicht befriedigend wiedergeben. Bei der Korrelation von RK-Parametern von homologen Reihen oder verwandten Stoffen mit z.B. ähnlichen funktionellen Gruppen kann man erwarten, daß man bessere RK-Parameter erhält, als aus den Gesamtkorrelationen.

Es wurden deshalb die erwähnten 214 Stoffe in die Gruppen der Alkane und Isoalkane, Alkene, Alkohole, Karbonsäuren, Stickstoffverbindungen, Ringverbindungen, Äther, Ester und Ketone, Halogenkohlenwasserstoffe und Sonstige aufgeteilt. Mit Hilfe einer linearen Regressionsanalyse wurden die gleichen Parameterpaare untersucht, wie dies für die Gesamtkorrelationen durchgeführt worden war.

Dabei stellte sich für eine Reihe von Stoffgruppen heraus, daß nicht genügend RK-Parameter schwerflüchtiger Komponenten vertreten waren. Da sich diese Stoffgruppen in die Gesamtkorrelation mit den schwerflüchtigen Stoffen als Fernpunkten einordnen, lag der Gedanke nahe, die einzelnen Stoffgruppen durch einige Parameter der schwerflüchtigen Stoffe zu ergänzen. Dadurch wird die Steigung der Korrelationsgeraden im wesentlichen festgelegt. Abweichungen der RK-Parameter einzelner Stoffe erscheinen dadurch nur als Streuung um die Korrelationsgerade und wirken sich nicht als richtungsbestimmend aus. Diese Vorgehensweise läßt sich mit der Vorstellung rechtfertigen, daß sich mit zunehmender Molekülgröße die unterschiedlichen funktionellen Gruppen immer weniger auf das PVT-Verhalten auswirken. Die unterschiedliche Gestalt der Moleküle wird in gewissem Maß durch das Molvolumen berücksichtigt.

Die Beziehungen für die RK-Parameter verschiedener Stoffgruppen, die auf diese Weise erhalten wurden, sind in der nachfolgenden Tabelle 8 angegeben. Als Beispiel sind die Korrelationen für die Gruppe der Ringverbindungen in Abb. 29 bis 31 wiedergegeben.

Die RK-Parameter sind nicht durch Anpassung an die Gesamtheit der verfügbaren Daten erhalten worden. Von den Korrelationen abweichende Werte wurden nicht weiter untersucht. In einer detaillierten Untersuchung wäre es daher sicherlich möglich, die Parameter einer Vielzahl von Stoffen dahingehend zu verbessern, daß sie durch die Korrelationen besser beschrieben werden. Im übrigen wurden die Parameter so angepaßt, daß ein möglichst weiter Bereich des gasförmigen

Tabelle 8: Korrelation der RK-Parameter von homologen Reihen und verwandten Stoffen

Korrelation 1: b aus V_{L20}

Stoffgruppe	Korrelation	Korrelationskoeffizient	Anzahl d. Stoffe
1 Gesamtkorrelation	$b=0,992042 V_{L20}-0,01361$	0,99862	214
2 Alkane, Isoalkane	$b=1,011274 V_{L20}-0,02390$	0,99989	33
3 Alkene	$b=1,005255 V_{L20}-0,02192$	0,99991	12
4 Ester, Aether, Ketone	$b=0,994223 V_{L20}-0,01445$	0,99985	45
5 Ringverbindungen	$b=0,992032 V_{L20}-0,01216$	0,99979	43
6 Stickstoffverbindungen	$b=0,988980 V_{L20}-0,01142$	0,99983	23
7 Carbonsäuren	$b=0,991862 V_{L20}-0,01176$	0,99998	16
8 Halogenkohlenwasserstoffe	$b=1,001862 V_{L20}-0,01933$	0,99880	24
9 Alkohole	$b=1,513875 V_{L20}+0,00249$	0,99790	13
10 Sonstige	$b=0,992365 V_{L20}-0,01334$	0,99981	19

Korrelation 2: a_{20}^+ aus b

Stoffgruppe	Korrelation	Korrelationskoeffizient	Anzahl d. Stoffe
1 Gesamtkorrelation	$\ln a_{20}^+=1,735895 \ln b+7,71744$	0,97192	214
2 Alkane, Isoalkane	$\ln a_{20}^+=2,004929 \ln b+7,99784$	0,99890	33
3 Alkene	$\ln a_{20}^+=1,949748 \ln b+7,93303$	0,99879	12
4 Ester, Aether, Ketone	$\ln a_{20}^+=1,747005 \ln b+7,76092$	0,99004	45
5 Ringverbindungen	$\ln a_{20}^+=1,768955 \ln b+7,93468$	0,97895	43
6 Stickstoffverbindungen	$\ln a_{20}^+=1,640596 \ln b+7,67287$	0,98867	23
7 Carbonsäuren	$\ln a_{20}^+=1,708684 \ln b+7,86137$	0,99677	26
8 Halogenkohlenwasserstoffe	$\ln a_{20}^+=1,831685 \ln b+7,91940$	0,99350	24
9 Alkohole	$\ln a_{20}^+=1,383757 \ln b+6,57398$	0,94138	13
10 Sonstige	$\ln a_{20}^+=1,789098 \ln b+7,93492$	0,98966	19

Korrelation 3: a aus a_{20}^+

Stoffgruppe	Korrelation	Korrelationskoeffizient	Anzahl d. Stoffe
1 Gesamtkorrelation	$\ln a=1,863155 \ln a_{20}^++0,30181$	0,97110	214
2 Alkane, Isoalkane	$\ln a=2,002736 \ln a_{20}^+-0,19246$	0,99689	33
3 Alkene	$\ln a=1,944770 \ln a_{20}^++0,01592$	0,99818	12
4 Ester, Aether, Ketone	$\ln a=1,775060 \ln a_{20}^++0,71163$	0,97408	45
5 Ringverbindungen	$\ln a=1,906477 \ln a_{20}^+-0,10203$	0,96967	43
6 Stickstoffverbindungen	$\ln a=1,857628 \ln a_{20}^++0,40559$	0,98364	23
7 Carbonsäuren	$\ln a=2,040142 \ln a_{20}^+-0,56062$	0,98285	16
8 Halogenkohlenwasserstoffe	$\ln a=1,817558 \ln a_{20}^++0,58280$	0,98829	24
9 Alkohole	$\ln a=2,279577 \ln a_{20}^+-1,36172$	0,94461	13
10 Sonstige	$\ln a=1,886898 \ln a_{20}^++0,42480$	0,97475	19

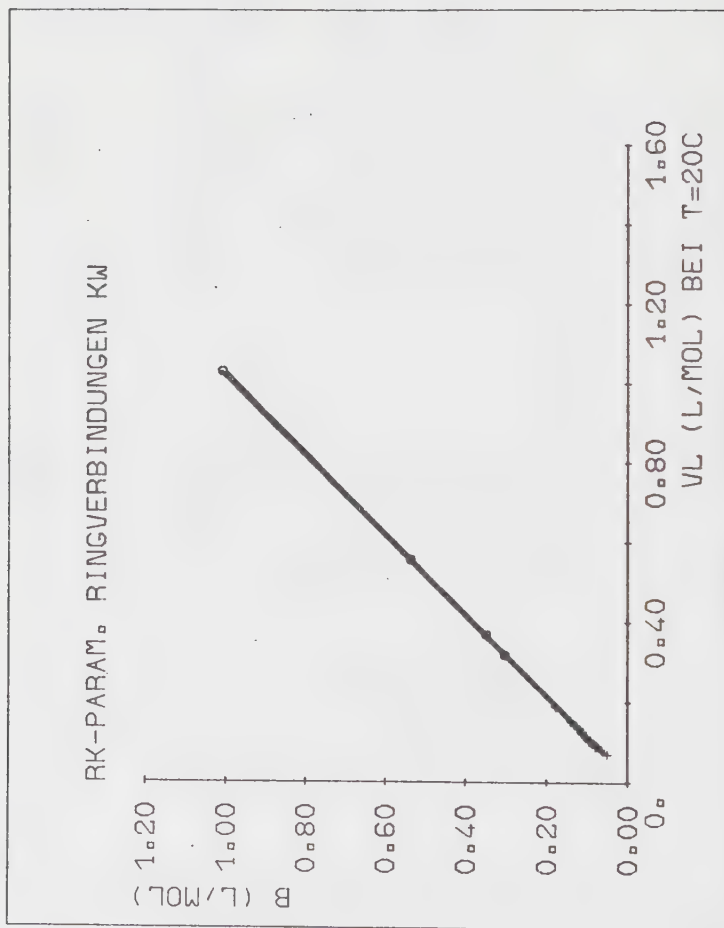


Abb. 29: Korrelation der RK-Parameter für Ringverbindungen: b über v_L

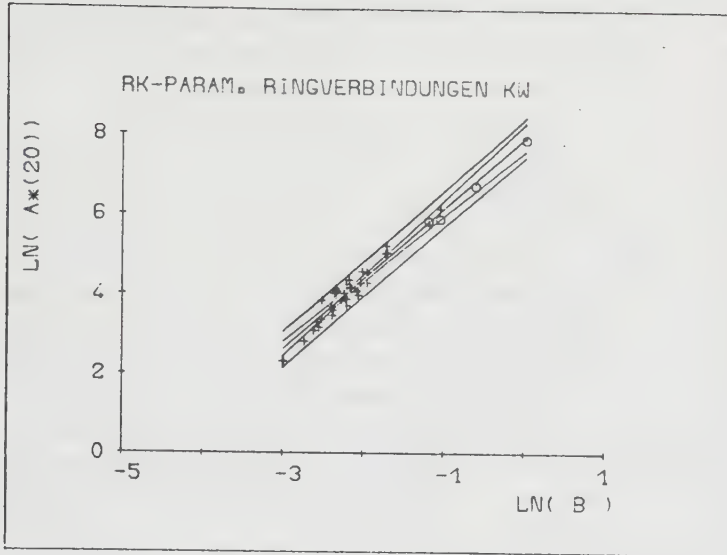


Abb. 30: Korrelation der RK-Parameter für Ringverbindungen:
 a_{20}^+ über b

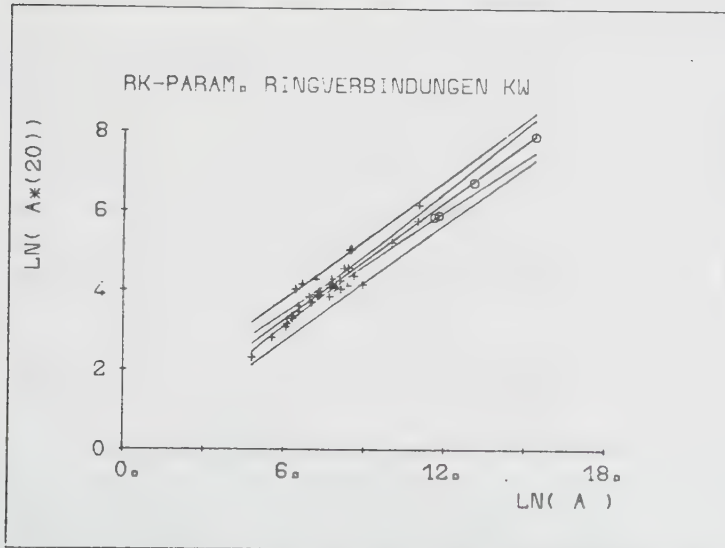


Abb. 31: Korrelation der RK-Parameter für Ringverbindungen:
 a_{20}^+ über a

und flüssigen Zustandes eines Stoffes mit Hilfe des gleichen Parametersatzes beschrieben werden kann. Dies hat zur Folge, daß insbesondere der Bereich um den kritischen Punkt eines Stoffes weniger gut wiedergegeben wird.

3.2.2.4 Benötigte Stoffdaten

Die Anwendung der Korrelationen für die RK-Parameter setzt die Kenntnis des spezifischen Gewichts und der relativen Molmasse der betreffenden Komponenten voraus. Diese Daten sind in den meisten Fällen auch für schwerflüchtige Stoffe in den einschlägigen Datensammlungen zu finden. Gelegentlich wird bei schwerflüchtigen Stoffen, bei Stoffen mit Verunreinigungen und bei Stoffgemischen die Messung der Dichte notwendig sein. Grundsätzlich sind hierfür alle experimentellen Methoden zur Bestimmung der Dichte geeignet. Eine hohe Genauigkeit bei einfacher Handhabung gewährleistet folgende in der Literatur beschriebene Methode, bei der die Bestimmung der Dichte auf eine elektronische Frequenz- bzw. Schwingungsdauermessung zurückgeführt wird⁶⁰⁾: Zur Messung der Dichte wird die Substanz in ein an den offenen Enden eingespanntes U-förmiges Rohr eingefüllt, das mit seiner Eigenfrequenz schwingt. Zwischen Präparatmasse und Eigenfrequenz des schwingenden Systems existiert ein funktionaler Zusammenhang, der zur Ermittlung der Präparatdichte verwendet wird. Dazu wird durch eine eingebaute Quarzuhr die Schwingungsdauer T gemessen. Zweckmäßigerweise geht man von einer Referenzsubstanz aus, deren Dichte sehr genau bekannt ist, z.B. Wasser. Die Dichtedifferenz $\Delta\rho$ zwischen zwei Präparaten folgt der Beziehung:

$$\Delta\rho = k (T_1^2 - T_2^2) \quad (24)$$

wobei T_1 bzw. T_2 die zu den Substanzen gehörigen Werte für die Schwingungsdauer und k eine Apparatekonstante sind. Die dabei erreichbare Meßgenauigkeit liegt bei sorgfältiger Arbeitsweise, insbesondere einer sehr guten Thermostatisierung des sogenannten Biegeschwingers, im Meßbereich von 0 bis 3 g/cm

besser als $\pm 1.10^{-4} \text{ g/cm}^3$ oder besser als $\pm 1.10^{-5} \text{ g/cm}^3$ im Meßbereich von 0.5 bis 1.5 g/cm^3 . Dieser Meßbereich ist der am häufigsten verwendete.

Für die Fälle, in denen die Molmasse schwerflüchtiger Stoffgemische experimentell ermittelt werden muß, stehen ebenfalls eine Reihe bewährter und mit käuflichen Apparaturen durchzuführender Methoden zur Verfügung. Eine Übersicht gibt beispielsweise Beyer⁶¹⁾. Mehrere Methoden beruhen darauf, daß schwerflüchtige Stoffe, die in einem Lösungsmittel gelöst sind entsprechend der Anzahl der pro Volumeneinheit gelösten Moleküle verschiedene physikalische Eigenschaften des Lösungsmittels beeinflussen. Dazu gehört der Dampfdruck, dessen Änderung als Dampfdruckerniedrigung oder Siedepunkterhöhung des Lösungsmittels gemessen wird, ferner der Gefrierpunkt und der osmotische Druck.

2.5 Die Wechselwirkungskonstanten θ und z

Die Konstante θ , die bei der Mischungsregel für den Parameter a (Gl. 13) der modifizierten Zustandsgleichung nach Redlich und Kwong eingeführt wird, charakterisiert die Abweichung der Wechselwirkung ungleicher Moleküle vom geometrischen Mittel. Für isotherme Phasengleichgewichtsrechnungen wird θ als konzentrationsunabhängig und druckunabhängig angenommen. Dies wurde durch bisherige Erfahrung weitgehend bestätigt. Bei isobaren Phasengleichgewichtsrechnungen wurde θ dagegen als temperaturabhängig gefunden⁶²⁾. Bei Verwendung eines konstanten θ muß entweder der Temperaturbereich klein gehalten werden, oder mit einem mittleren Wert von θ gerechnet werden. Besonders augenscheinlich wird dies bei den Systemen aus Schleppmitteln mit komprimierten Gasen. Als Beispiel wird das System Aceton - Kohlendioxid näher betrachtet. Abb. 32 zeigt die Berechnung des isobaren Phasengleichgewichts im System Aceton - CO_2 bei 50 bar mit einem konstanten mittleren θ , Abb. 33 dasselbe System mit einem temperaturabhängigen θ berechnet. Diese Temperaturabhängigkeit ist in Abb. 34 dargestellt und läßt sich im angegebenen

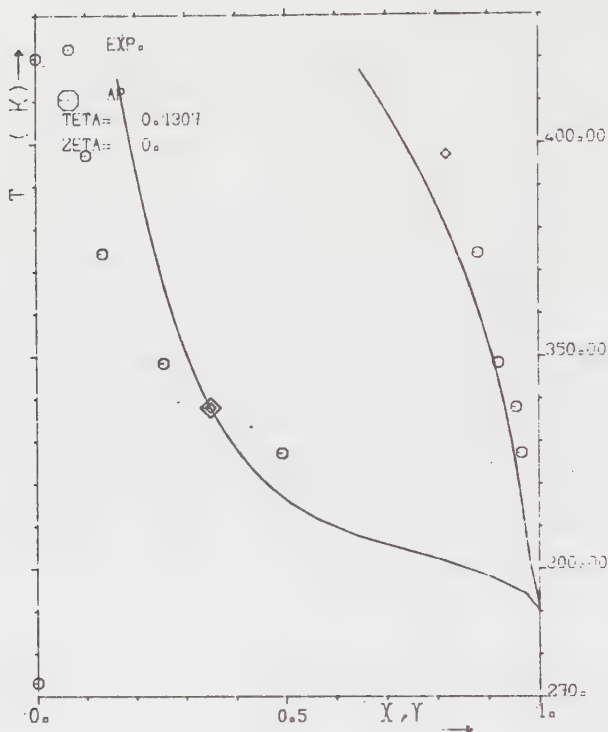


Abb. 32: T,x-Isobare Aceton - CO₂ mit
konstantem θ berechnet

Temperaturbereich gut durch eine Funktion der Form
 $\theta \sim 1/T$ annähern.

Trägt man die Wechselwirkungskonstanten einer Vielzahl von Systemen gegen die Temperatur auf, wie in Abb. 35 geschehen, läßt sich feststellen, daß die Wechselwirkungskonstante der untersuchten Art von binären Systemen in dem betrachteten Temperaturbereich mit der Temperatur i.a. zunimmt.

Deiters und Schneider⁶³⁾ haben gezeigt, daß die Berücksichtigung einer Asymmetrie im Kovolumen nach dem Ansatz

$$b_{12} = (1 - z) \frac{1}{2} (b_{11} + b_{22}) \quad (25)$$

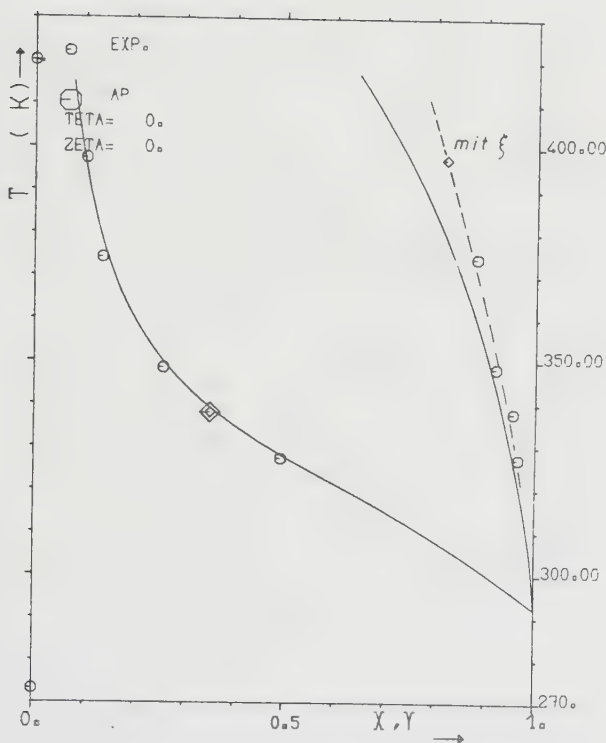


Abb. 33: T, x -Isobare Aceton - CO_2 mit
 $\phi = \phi(T)$ berechnet

oft eine bessere Beschreibung von binären gas-flüssig-Gleichgewichten ermöglicht. So konnte z.B. das System Benzol - Kohlendioxid nur mit Hilfe des Parameters ξ auch im kritischen Gebiet mit einem ähnlichen Ansatz befriedigend berechnet werden, wie es in Abb. 36 dargestellt ist. Auch in vielen anderen Systemen erhält man bei ausschließlicher Anpassung an die Siedelinie mit Hilfe des Parameters ϕ

erhebliche Abweichungen der errechneten von den experimentellen Gleichgewichtskonzentrationen in der gasförmigen Phase. Der zusätzliche Parameter ζ ermöglicht die simultane Anpassung an die Gasphase. Insbesondere ist die Darstellung

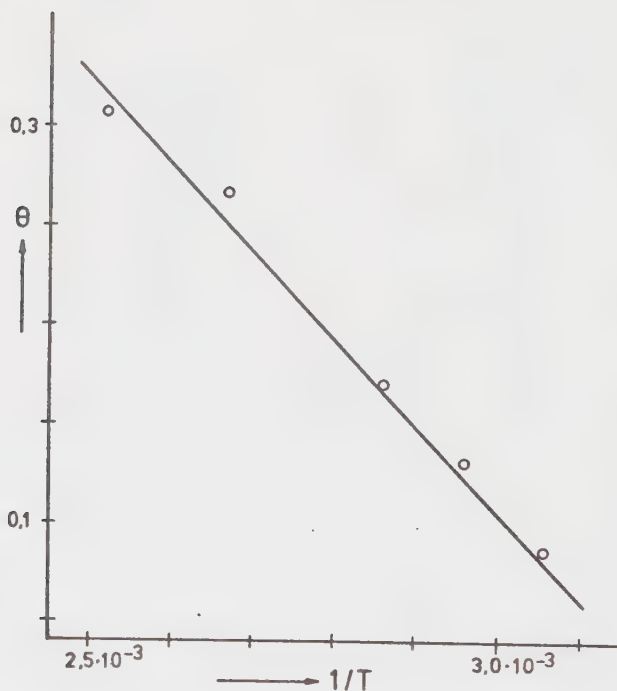
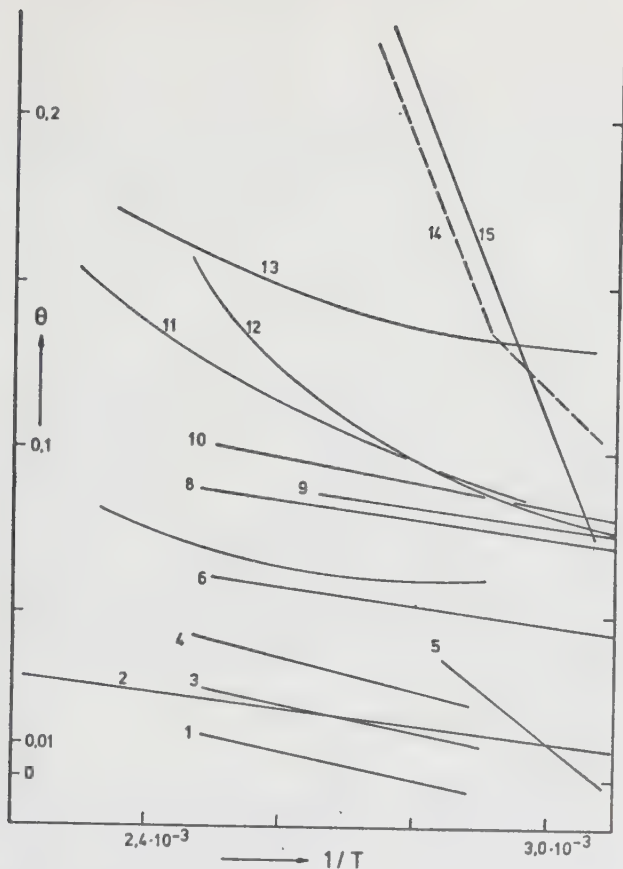


Abb. 34: Temperaturabhängigkeit des Wechselwirkungsparameters θ im System Aveton - CO_2

binärer Systeme im kritischen Bereich bei allen Formen kritischer Kurven möglich⁶³⁾.

Bei Phasengleichgewichten komprimierter Gase mit Mischungen aus schwerflüchtigen Stoffen wird eine gute Darstellung der experimentellen Werte in den meisten Fällen erreicht, ohne



- | | |
|--------------------------------------|--------------------------------------|
| 1 Dimethylformamid - Äthylen | 8 Ölsäure - CO ₂ |
| 2 Ölsäure - Äthylen | 9 Monooleat - CO ₂ |
| 3 Stearinsäure - Äthylen | 10 Ölsäure - CF ₃ Cl |
| 4 Ölsäure - CF ₃ Br | 11 Spindelöl - Methan |
| 5 Dimethylformamid - CO ₂ | 12 Äthanol - CO ₂ |
| 6 Monooleat - Äthylen | 13 Dibutylphthalat - Methan |
| 7 Squalan - Wasserstoff | 14 Tetrahydrofuran - CO ₂ |
| | 15 Aceton - CO ₂ |

Abb. 35: Wechselwirkungsparameter θ als
Funktion der Temperatur

den Parameter ζ einführen zu müssen. Um die Zahl der anpaßbaren Parameter so gering wie möglich zu halten, wurde daher weitgehend auf die Verwendung dieses Parameters ζ verzichtet.

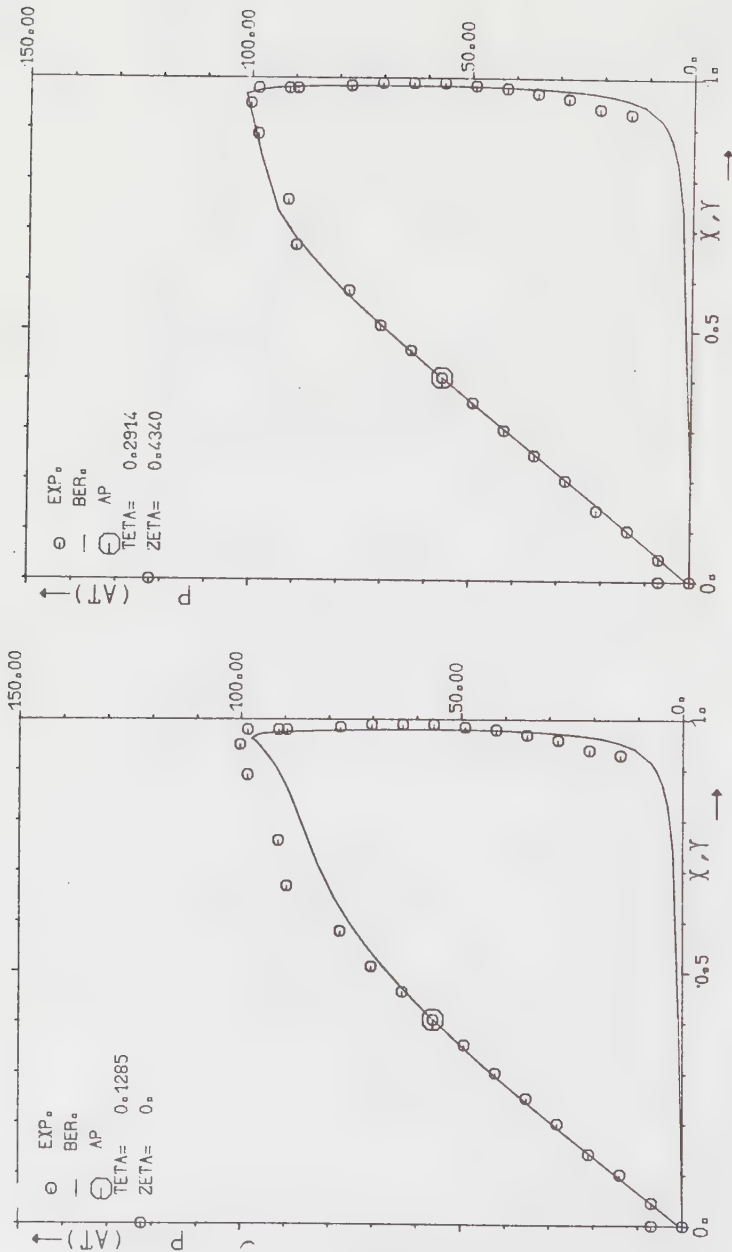


Abb. 36: P, x-Isotherme Benzol - CO₂ bei 60 °C.

Links nur mit θ , rechts mit θ und ζ berechnet

Zur Bestimmung der Wechselwirkungskonstanten θ wurden mehrere Verfahren vorgeschlagen. Chueh und Prausnitz⁴²⁾ haben die Wechselwirkungskonstante aus den kritischen Temperaturen bestimmt:

$$T_{cij} = (T_{ci} \cdot T_{cj})^{1/2} (1 - k_{ij}) \quad (26)$$

Hierin berücksichtigt k_{ij} die Differenz zwischen T_{cij} und dem geometrischen Mittel der kritischen Temperaturen der reinen Komponenten. Für schwerflüchtige Stoffe ist diese Vorgehensweise wegen der fehlenden kritischen Daten nicht möglich. Die kritischen Temperaturen können ferner, worauf Chang und Lu⁶²⁾ (1970) in diesem Zusammenhang hingewiesen haben, charakteristischen molekularen Energien als äquivalent betrachtet werden. Damit kann obige Gleichung folgendermaßen umgeschrieben werden:

$$k_{ij} = 1 - \frac{\epsilon_{ij}^+}{(\epsilon_{ii}^+ \cdot \epsilon_{jj}^+)^{1/2}} \quad (27)$$

mit ϵ^+ als charakteristischer molekularer Energie. Werte für ϵ_{ij}^+ können bisher auf theoretischem Wege nur in sehr einfachen Fällen berechnet werden. Chang und Lu benützen deshalb das molare Exzessvolumen einer äquimolaren Mischung zur Bestimmung der Wechselwirkungskonstante.

In den meisten Fällen wird θ durch Anpassung an experimentelle binäre Daten gewonnen. Häufig wird dabei an einen experimentellen Gleichgewichtswert angepaßt oder θ durch die Minimierung der Fehlerquadrate bei der Berechnung der Siedelinie ermittelt. Dadurch gehen in den θ -Wert experimentelle Fehler der Siedelinie ein, wobei selbst durch die Berücksichtigung aller experimentellen Gleichgewichtsdaten nur die zufälligen Fehler ausgeschaltet werden können.

Trägt man den Wechselwirkungsparameter θ für verschiedene binäre Systeme mit Kohlendioxid als überkritischer Komponente bei gleicher Temperatur über dem Löslichkeitskoeffi-

zienten λ mit der Dimension $\text{Ncm}^3\text{CO}_2/\text{g LM} \cdot \text{at}$ auf (Abb. 37),

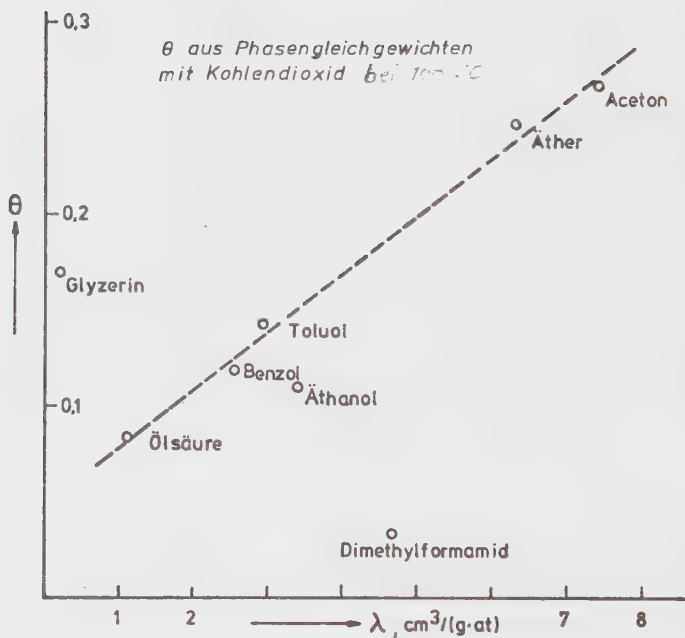


Abb. 37: Wechselwirkungsparameter θ in Abhängigkeit von der Löslichkeit unter Normalbedingungen

zeigt sich für eine Reihe von Stoffen ein linearer Anstieg von θ mit der Löslichkeit, wenn nicht stärkere spezifische Wechselwirkungen auftreten.

In Glyzerin hat CO_2 eine im Vergleich zu den anderen Substanzen bei weitem zu geringe Löslichkeit, während sich in Dimethylformamid weit mehr CO_2 löst, als nach der Größe des Wechselwirkungsparameters erwartet werden sollte. Liegen genügend Wechselwirkungskonstanten vor, können auf diese

Weise erste Anhaltswerte für experimentell nicht untersuchte Systeme gewonnen werden.

Geht man zu ternären Systemen mit einer zusätzlichen mittelflüchtigen Komponente über, kommt die Wechselwirkungskonstante des binären Systems aus mittelflüchtiger und schwerflüchtiger Komponente hinzu. Bei HD-Trennverfahren können derartige Stoffe die Verteilung der schwerflüchtigen Stoffe zwischen gasförmiger und flüssiger Phase beeinflussen. Für die Bestimmung dieses Wechselwirkungsparameters wurde das Molvolumen der flüssigen Mischung der beiden Komponenten unter Normaldruck verwendet. Ausgehend von der gemessenen Dichte der betrachteten Mischung bekannter Zusammensetzung kann mit Hilfe der Gesamtkorrelation der Parameter a^+ der Mischung bestimmt werden. Die Wechselwirkungskonstante wird aus der Mischungsregel (Gl. 12 und 13) berechnet:

$$\theta = 1 - \frac{a^+ - x_1^2 a_{11}^+ - x_2^2 a_{22}^+}{2 x_1 x_2 (a_{11}^+ + a_{22}^+)^{1/2}} \quad (28)$$

Bei diesem Vorgehen wird aufgrund der verwendeten Bezugstemperatur von 20 °C für die Gesamtkorrelation der Wechselwirkungsparameter bei 20 °C ermittelt. Die Umrechnung auf andere Temperaturen ist durch die in Tabelle 9 angegebenen Beziehungen möglich.

Tabelle 9: Korrelationen für die Umrechnung von a^+

Temperatur, °C	Korrelation	Korrelationskoeffizient	Anzahl der Stoffe
0	$a_{+0}^+ = 1,087104 a_{+20}^+ - 1,87901$	0,99999	187
40	$a_{+40}^+ = 0,924957 a_{+20}^+ - 1,54410$	0,99999	187
60	$a_{+60}^+ = 0,859684 a_{+20}^+ + 2,82450$	0,99995	187
80	$a_{+80}^+ = 0,802430 a_{+20}^+ + 3,89451$	0,99990	187
100	$a_{+100}^+ = 0,751835 a_{+20}^+ + 4,79464$	0,99983	187
120	$a_{+120}^+ = 0,706827 a_{+20}^+ + 5,55617$	0,99975	187
T_s (760 Torr)	$a_{+T_s}^+ = 0,286429 a_{+20}^+ + 24,22117$	0,98157	187

In Tabelle 10 sind die auf diese Weise ermittelten Wechselwirkungskonstanten für einen Teil der untersuchten Systeme aus Schleppmittel und schwerflüchtigen Stoffen zusammengestellt.

3.2.2.6 Anwendung der Korrelationen zur Berechnung von Phasengleichgewichten

Die Korrelationen wurden erstellt, um eine rechnerische Darstellung von Phasengleichgewichten bei hohen Drücken und mit schwerflüchtigen Komponenten auch in den Fällen zu ermöglichen, in denen zu wenig experimentelles Material vorliegt, um die notwendigen Parameter durch Anpassung an das Datenmaterial zu bestimmen. Es wurden die binären Systeme und ein Großteil der ternären oder quasiternären Systeme, die in Tabelle 3 aufgeführt sind, berechnet. Daneben wurde eine Reihe von Systemen, deren experimentelle Daten der Literatur entnommen wurden, berechnet, um θ -Werte für die Berechnung von Mehrkomponentensystemen zu erhalten.

Die RK-Parameter der schwerflüchtigen Stoffe wurden aus den Gesamtkorrelationen ermittelt. Vorhandene RK-Parameter mittelflüchtiger Stoffe (Siedetemperatur bis etwa 150 °C) wurden mit Hilfe der Gesamt- und Einzelkorrelationen überprüft und gegebenenfalls berichtigt. Die Wechselwirkungskonstanten von schwerflüchtigen und mittelflüchtigen Stoffpaarungen wurden aus gemessenen Dichten und der Mischungsregel berechnet. Die Wechselwirkungsparameter von Systemen mit komprimierten Gasen wurden durch Anpassung an binäre Gleichgewichtsdaten der Siedelinie erhalten.

In den nachfolgenden Abbildungen 38 und 39 sind Beispiele für die Berechnung binärer und ternärer Systeme dargestellt. Es handelt sich dabei um Phasengleichgewichte mit schwerflüchtigen Pflanzenölen, die aus freien Fettsäuren (C16 - C20), Monoglyzeriden (C18 - C22), Diglyzeriden (C40) und Triglyzeriden (C60) bestehen. Die Übereinstimmung zwischen berechneten und experimentellen Phasengleichgewichten ist gut

Tabelle 10: Wechselwirkungsparameter für Systeme aus schwerflüchtigen Komponenten und Schleppmitteln

System	20	60	80	100	120 °C
Ölsäure - n-Hexan	-0,3907			-0,3323	
- n-Heptan	-0,01993			-0,007198	
- Acetaldehyd	0,07082			0,1979	
- Methylenchlorid	-0,2177			-0,06525	
- Dimethylformamid	-0,12748			-0,05433	
- Acetylacetone	-0,08779			-0,04567	
- Methyläthylketon	-0,09566			-0,03606	
- Methylal	-0,4176			-0,2869	
- Aceton	-0,1296		-0,04729	-0,02865	-0,00839
- Benzol	- 0,118			-0,05367	
Ölsäure/Stearinsäure -					
- n-Hexan	-0,4889			-0,4234	
- Benzol	-0,194			-0,1215	
- Methylal	-0,5224			-0,40979	
- Methylenchlorid	-0,169	-0,240	-0,200	-0,166	-0,1354
- n-Heptan	-0,09856	-0,09014	-0,0850	-0,08262	-0,0790
- Dimethylformamid	-0,1939		-0,1136		

Fortsetzung - Tabelle 10

System

9

	20	60	80	100	120 °C
Monooleat - Aceton	-0,108	-0,03706	-0,0141	-0,01394	
- Äthanol	-0,225		-0,0408		
Glyceridgemisch -					
- Petroläther	-0,1697	-0,1471	-0,1243		
- Methylenchlorid	-0,4375	-0,3009	-0,2453		
- Aceton	-0,65199		-0,4776		
- Äthanol	-0,8517	-0,618	-0,536	-0,43525	-0,3973
- Tetrahydrofuran	-0,3212	-0,2415	-0,2099	-0,470	-0,414
- Cyclohexan	-0,2535	-0,2129	-0,1947		
- n-Hexan	-0,5983	-0,5470	-0,5236		
- n-Heptan	-0,1686	-0,1515	-0,1405		
- Benzol	-0,2868	-0,2232	-0,1976		
- Äther	-0,2065	-0,1622	-0,1455		
- Tetrachlorkohlenstoff	-0,3214	-0,24899	-0,24288		
- Essigsäure-äthylester	-0,2880	-0,2349	-0,2159		
- Essigsäure-methylester	-0,3295	-0,2501	-0,210		
- Methylal	-0,3606	-0,2741	-0,2642	-0,2359	
Sojaöl - n-Hexan	-0,4355	-0,3907	-0,3702		

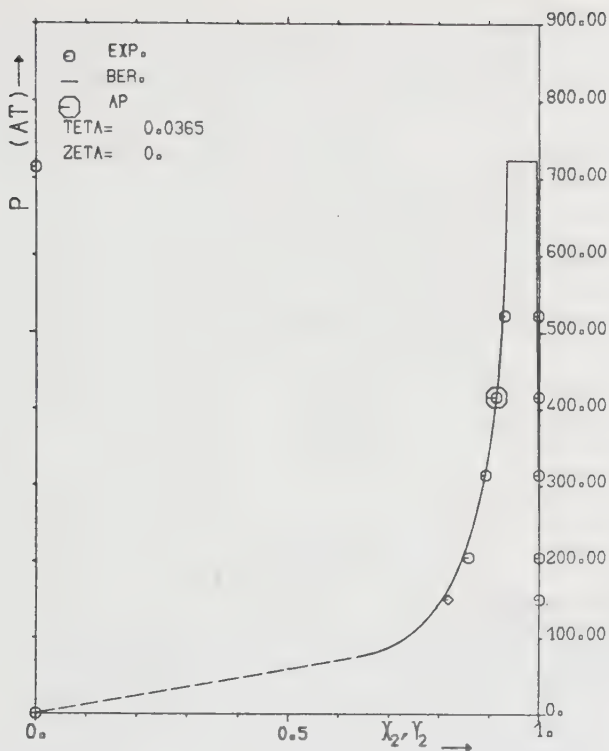


Abb. 38: P,x-Diagramm eines Glyceridgemisches mit CO_2 bei 70°C

wie die dargestellten Beispiele zeigen.

Die Gesamtkorrelationen können zur Ermittlung von RK-Parametern für schwerflüchtige Stoffe mit sehr gutem Erfolg verwendet werden. Für mittelflüchtige Stoffe werden aus den Einzelkorrelationen im allgemeinen RK-Parameter erhalten, die das Phasenverhalten des reinen Stoffes besser wiedergeben, als die aus den Gesamtkorrelationen erhaltenen Parameter. Die für jedes binäre Stoffpaar nötigen θ -Werte werden aus leicht zugänglichen binären Daten gewonnen. Damit ist es möglich, Phasengleichgewichte in einem größeren Temperatur- und Druckbereich zu berechnen und somit einen größeren Teil

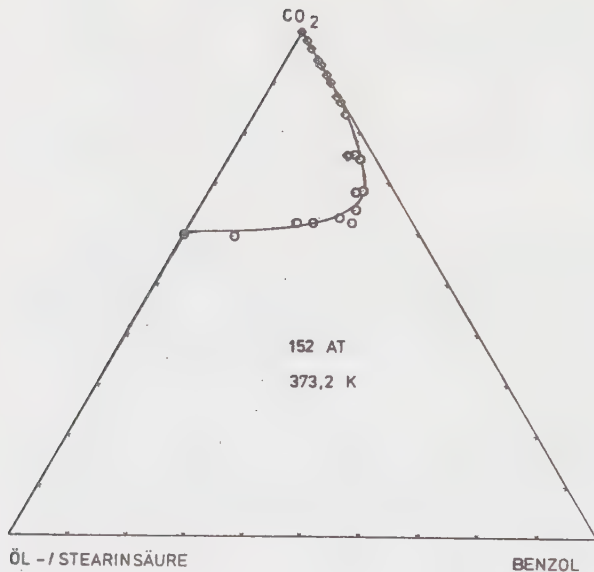


Abb. 39: Berechnete Gleichgewichte in einem quasi-ternären System

der aufwendigen Experimente einzusparen.

Für Systeme, über die kein experimentelles Material vorliegt, ergibt sich die Möglichkeit einer ersten Berechnung. Es empfiehlt sich jedoch, wie auch bei anderen halbempirischen Berechnungsmethoden, die Ergebnisse der Rechnung durch einzelne experimentelle Punkte zu ergänzen.

4. Ergebnisse der Untersuchungen von Phasengleichgewichten schwerflüchtiger Stoffe mit komprimierten Gasen

Die Untersuchung der in Tabelle 3 aufgeführten Phasengleichgewichte sollte Bedingungen finden helfen, unter denen ein Trennprozeß mit Hilfe komprimierter Gase bei möglichst niedrigen Temperaturen und Drücken durchgeführt werden kann. Eine hohe Löslichkeit der schwerflüchtigen Stoffe im komprimierten Gas und eine Selektivität für bestimmte Komponenten muß gegeben sein, um eine derartige Trennoperation zu ermöglichen.

4.1 Binäre Systeme

4.1.1 Löslichkeit in der flüssigen Phase

Untersucht wurden binäre bzw. quasibinäre Systeme aus schwerflüchtigen Stoffen und komprimierten Gasen bei Temperaturen oberhalb der kritischen Temperatur des Gases und des Schmelzpunktes der schwerflüchtigen Komponente. Als Beispiel ist in Abb. 40 das System Ölsäure - Äthylen dargestellt. Das Zweiphasengebiet erstreckt sich bis zu kritischen Drücken, die ein Vielfaches höher liegen als der kritische Druck von reinem Äthylen.

Es löst sich eine beträchtliche Menge der überkritischen Komponente in der flüssigen Phase, wobei die Löslichkeit mit steigender Temperatur abnimmt. Bei hohen Drücken kehrt sich diese Abhängigkeit bei einigen Systemen um. Beispielsweise nimmt im System Monochlortrifluormethan - Ölsäure bereits oberhalb 140 bar die Löslichkeit von Monochlortrifluormethan in Ölsäure mit der Temperatur zu. In Abb. 41 ist die Konzentration verschiedener überkritischer Komponenten in flüssiger Ölsäure in Abhängigkeit vom Druck bei einer Temperatur von 100 °C dargestellt. Bei konstantem Druck nimmt die Löslichkeit von Gasen in Ölsäure in folgender Reihe zu: Stickstoff, Monochlortrifluormethan, Kohlendioxid, Äthylen, Monobromtrifluormethan, Propan. Die

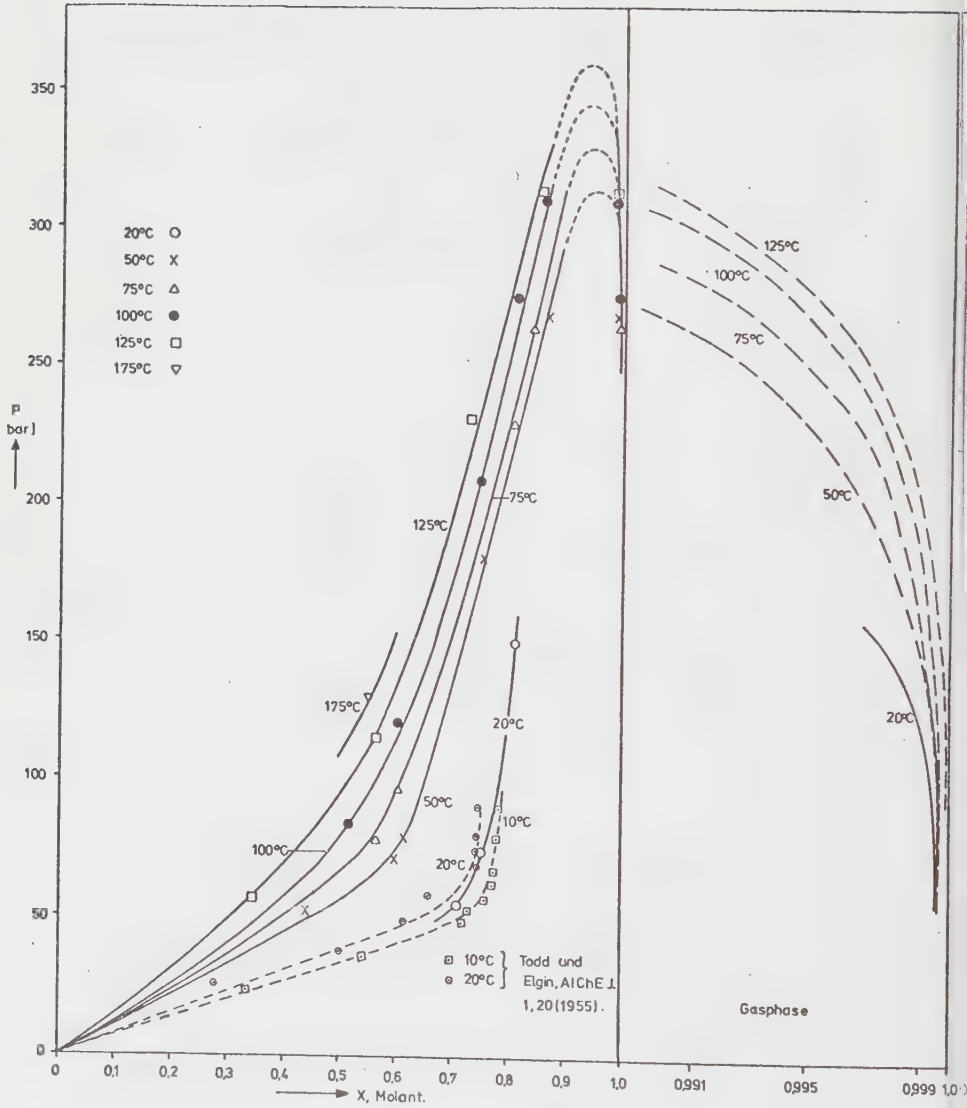


Abb. 40: Phasengleichgewichte im System Ölsäure - Äthylen

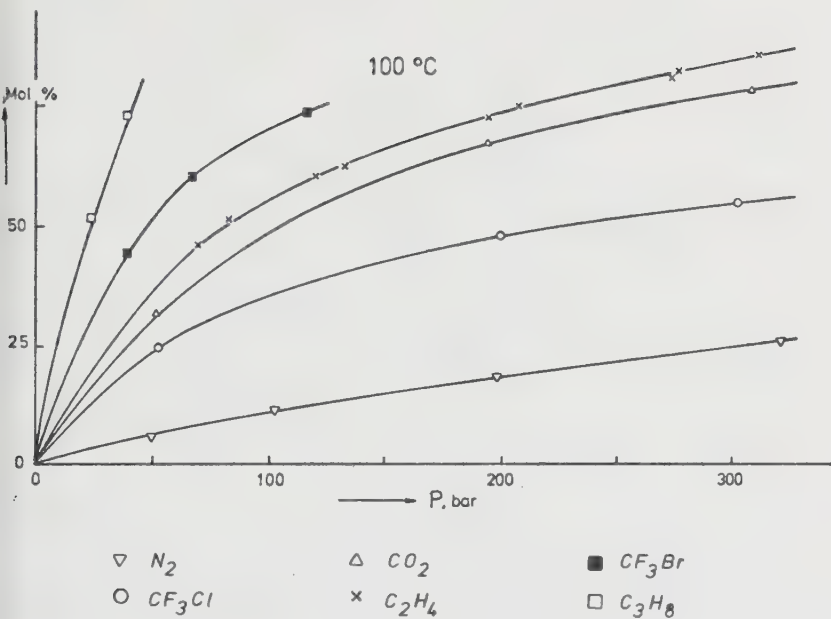


Abb. 41: Löslichkeit verschiedener Gase in Ölsäure

Löslichkeit der Gase CO₂, N₂O, CF₃Cl und Äthylen in einem Glyceridgemisch (80 % Triglyzeride aus C16 - C18-Fettsäuren) ist in Abb. 42 dargestellt. Obwohl diese Gase im wesentlichen die gleiche kritische Temperatur haben, unterscheiden sich die Löslichkeiten erheblich. Während N₂ und CF₃Cl im untersuchten Bereich nur eine geringe Druckabhängigkeit der Löslichkeit zeigen, ist die Löslichkeit von N₂O, CO₂ und C₂H₄ stark druckabhängig.

2. Löslichkeit in der gasförmigen Phase

Die allgemeine Abhängigkeit der Löslichkeit schwerflüchtiger Stoffe in komprimierten Gasen von Druck und Temperatur wurde bereits in Kap. 2 für den Fall beschrieben, bei dem sich das Gas nicht in der kondensierten Phase löst. Grundsätzlich zei-

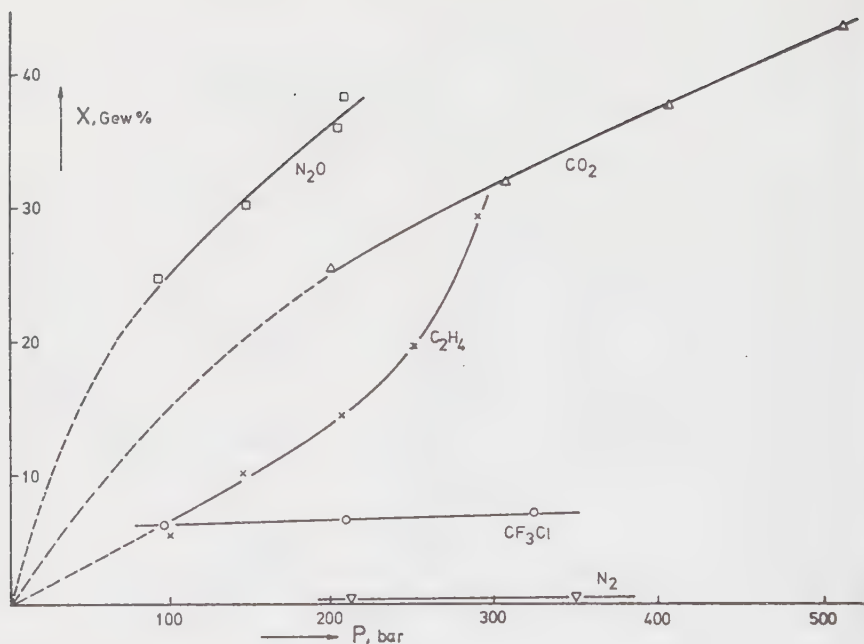


Abb. 42: Löslichkeit verschiedener Gase in einem Glyceridgemisch bei 70 °C

gen Systeme, bei denen die Löslichkeit in der flüssigen Phase beträchtlich ist, ein ähnliches Verhalten. Als Beispiel ist die Löslichkeit von Äthylen in Abhängigkeit von der Dichte in Abb. 43 dargestellt. Danach nimmt im untersuchten Bereich die Konzentration der schwerflüchtigen Komponenten in der Gasphase unter sonst gleichen Bedingungen mit sinkender Temperatur und steigendem Druck zu.

Bei gleichen Dichteänderungen ergibt sich bei einer Temperaturerniedrigung unter konstantem Druck eine erheblich größere Konzentrationserhöhung als bei einer Erhöhung des Druckes unter konstanter Temperatur. Merkliche Konzentrationen werden jedoch erst bei relativ hohen Drücken erreicht. So müssen im System Äthylen - Ölsäure für 10 Gew%

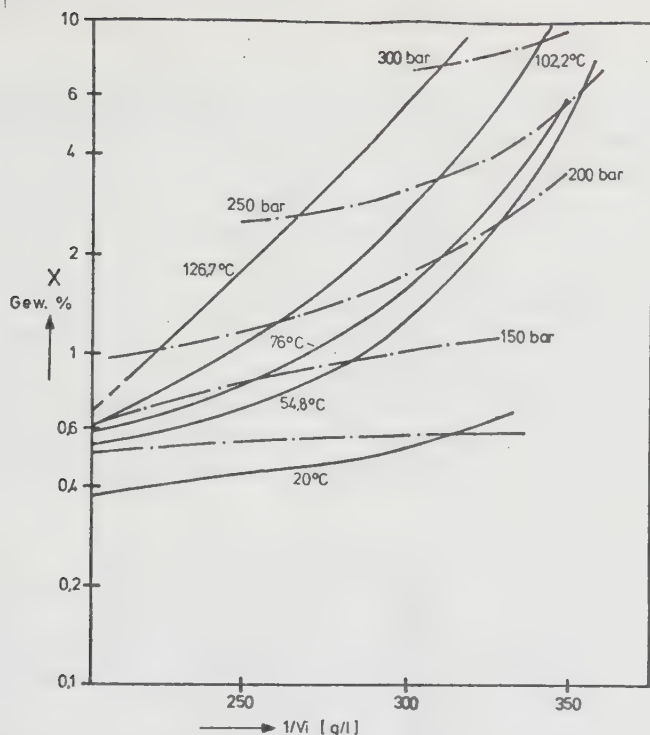


Abb. 43: System Ölsäure - Äthylen
Konzentration der Ölsäure in der
Gasphase in Abhängigkeit von der Dichte

Ölsäure in der Gasphase etwa 300 bar bei Temperaturen zwischen 50 und 125 °C aufgebracht werden. Bei diesem Druck und einer Temperatur von 75 °C erreicht man bei einem Glyceridgemisch nur etwa 1 Gew% in der Gasphase. Für eine Anreicherung von 10 Gew% an Glyceriden in der gasförmigen Phase ist ein Gesamtdruck von weit mehr als 1000 bar erforderlich.

Bei der Löslichkeit von Feststoffen in komprimierten Gasen wird die Löslichkeit des Gases in der festen Phase zu Recht in der Regel vernachlässigt. Bei Vorliegen einer flüssigen Phase beeinflusst die Löslichkeit des Gases in dieser Phase die Konzentration des schwerflüchtigen Stoffes in der gasförmigen Phase erheblich. Bei dem Phasengleichgewicht zwi-

schen Ölsäure und Äthylen, das in Abb. 40 dargestellt ist, verringert sich die Dichte der flüssigen Phase bei einer Druckänderung von 200 auf 245 bar bei 126,7 °C von 705 auf 672 g/l. Bei einer Temperaturänderung von 126,7 °C auf 102,2 °C bei 200 bar bleibt dagegen, bedingt durch die wesentlich kleinere Konzentrationsänderung des Äthylens in der flüssigen Phase, deren Dichte praktisch konstant. Der großen Dichteänderung der flüssigen Phase bei einer Druckänderung entspricht eine große Konzentrationsänderung der gasförmigen Phase. Der geringen Dichteänderung der flüssigen Phase bei einer Temperaturänderung entspricht eine geringe Konzentrationsänderung in der gasförmigen Phase.

Die Löslichkeit eines schwerflüchtigen Stoffes in verschiedenen Gasen unter sonst gleichen Bedingungen nimmt im allgemeinen mit der kritischen Temperatur der Gase und deren Polarisierbarkeit zu. In diesen Fällen stellen Dispersionskräfte den vorherrschenden Anteil an den Anziehungskräften zwischen Gas und schwerflüchtigem Stoff. Die kritischen Temperaturen können dann als nützliches Maß für die Größe dieser Kräfte angesehen werden. Für bestimmte unpolare Gase spielen jedoch auch noch andere Kräfte eine Rolle, so daß die kritischen Temperaturen kein ausreichendes Maß für die Wechselwirkungskräfte darstellen, wie die folgenden Abbildungen an den Beispielen der Löslichkeit von Ölsäure und Triglyzeriden in verschiedenen Gasen zeigen. Der Einfluß verschiedener Gase wird durch die relative Dampfdruckerhöhung von Ölsäure in Abb. 44 deutlich. Bei einer Temperatur von 125 °C nimmt die Löslichkeit von Ölsäure in folgender Reihenfolge zu: Kohlendioxid ($T_C = 30,8$ °C), Äthylen (9,6 F13 (31), F13B1 (65), Propan (96). Mit Ausnahme von Äthylen nimmt die lösende Wirkung der Gase mit ihrer kritischen Temperatur zu. Dies bedeutet, daß bei gegebenem Druck die Löslichkeit des komprimierten Gases mit abnehmender Differenz zwischen der gegebenen Temperatur und der kritischen Temperatur zunimmt. Dies trifft jedoch nur zu, wenn nicht spezifische Wechselwirkungen auftreten. In Abb. 45 ist die Löslichkeit eines Glyzeridgemisches bei 200 bar und 70 °C

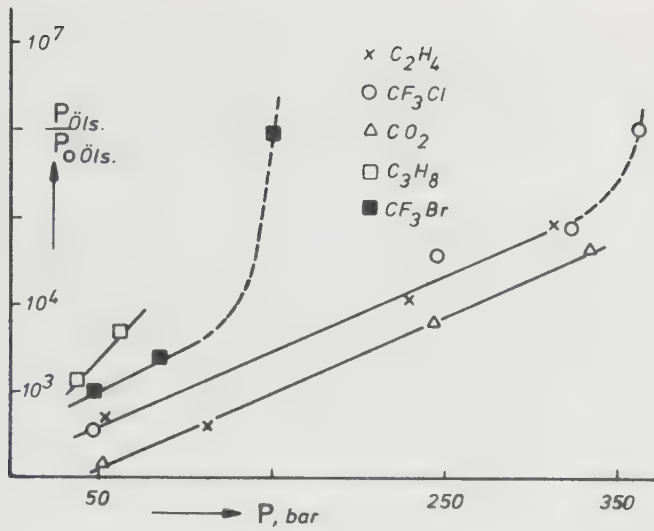


Abb. 44: Dampfdruckerhöhung der Ölsäure durch verschiedene Gase

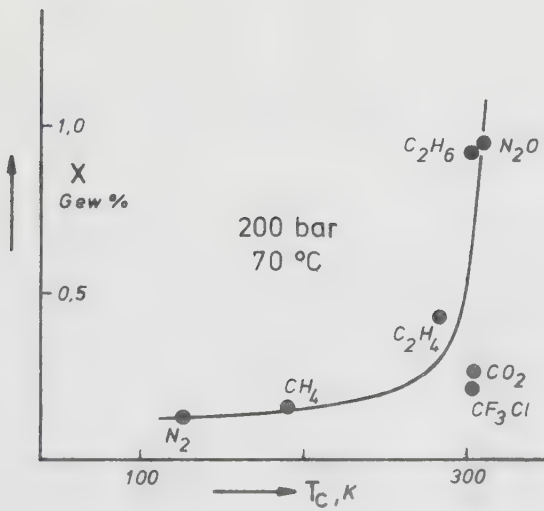


Abb. 45: Löslichkeit eines Glyzeridgemisches in verschiedenen Gasen

in verschiedenen Gasen über deren kritischer Temperatur aufgetragen. Die verschiedene Löslichkeit bei etwa gleicher kritischer Temperatur beruht auf unterschiedlichen Wechselwirkungen mit den im Glyzeridgemisch enthaltenen Stoffen.

Die Löslichkeit schwerflüchtiger Stoffe im komprimierten CO_2 nimmt nach Stahl und Schulz⁶⁴⁾ mit steigender Kohlenstoffzahl und mit der Einführung polarer Gruppen im Druckbereich bis 400 bar ab. Am besten sollten sich Kohlenwasserstoffe und typische lipophile organische Verbindungen mit geringer Polarität in CO_2 lösen. Stark polare funktionelle Gruppen wie z.B. $-\text{OH}$, $-\text{COOH}$, verringern die Löslichkeit im komprimiertem CO_2 .

Zum Erreichen hoher Löslichkeiten müssen möglichst hohe Drücke bei so tiefen Temperaturen als möglich angewendet werden. Das verwendete komprimierte Gas soll eine kritische Temperatur haben, die $20 - 60^\circ\text{C}$ unter der Betriebstemperatur liegt.

4.1.3 Verteilung schwerflüchtiger Stoffe zwischen gasförmiger und flüssiger Phase

Unterscheiden sich die Komponenten eines Gemisches aus schwerflüchtigen Stoffen praktisch nicht in ihren Dampfdrücken, ist durch ein komprimiertes Gas allein im allgemeinen keine wesentliche Beeinflussung der relativen Flüchtigkeit zu erwarten, wie das Beispiel Ölsäure - Stearinsäure - Äthylen zeigt (Tab. 11).

Tabelle 11: Relative Flüchtigkeit im System Ölsäure - Stearinsäure - Äthylen

P (bar)	68	159	201	248
α_m	0,7	1,35	0,97	0,95

Bei erheblich unterschiedlichen Dampfdrücken können jedoch Trennfaktoren auftreten, die genügen, um eine Trennung allein mit Hilfe eines komprimierten Gases durchführen zu können. Die K-Faktoren der Fettsäuren aus einem Glyzeridgemisch mit verschiedenen komprimierten Gasen zeigen (Abb. 46), daß die weitgehende Abtrennung relativ flüchtiger Bestandteile aus Naturprodukten durch alleinige Anwendung komprimierter Gase in wenigen Trennstufen möglich ist.

Will man jedoch eine Trennung von Komponenten ähnlicher Flüchtigkeit durchführen, wie z.B. zwischen Diglyceriden und Triglyceriden, reichen die Trennfaktoren nicht mehr aus, um eine ausreichende Trennung in wenigen Trennstufen zu erreichen.

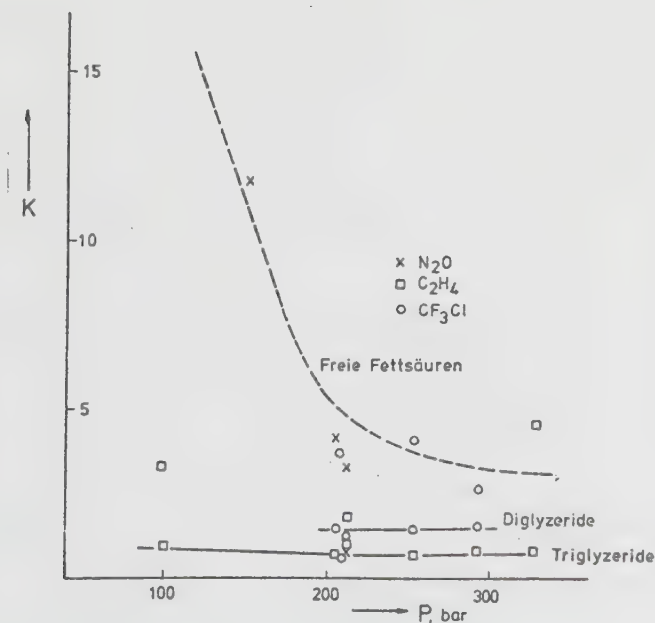


Abb. 46: K-Faktoren der freien Fettsäuren, der Mono- und Diglyceride aus einem Glyzeridgemisch mit verschiedenen komprimierten Gasen bei 70 °C

4.1.4 Mischungen von Gasen

Durch Kombination zweier Gase lassen sich auch kritische Temperaturen für das komprimierte Gas verwirklichen, die bei keinem reinen Stoff gegeben sind, da die kritischen Temperaturen der Mischungen im allgemeinen zwischen den kritischen Temperaturen der reinen Komponenten liegen. Man kann somit z.B. auch mit Kohlendioxid durch Hinzufügen von Methan Betriebstemperaturen verwirklichen, die bei der Umgebungstemperatur liegen. Weiter können vorteilhafte Eigenschaften einzelner Gase miteinander kombiniert werden. Beispielsweise erhöht sich im System Ölsäure - Stearinsäure - Äthylen die Konzentration der Fettsäuren in der gasförmigen Phase bei 102 °C und 155 bar durch Zugabe von etwa 50 Mol% Propan von 0,3 auf 4,5 Gew%. In Systemen mit CO₂ enthält die gasförmige Phase weniger schwerflüchtige Stoffe als bei Verwendung von Äthylen. Bei Hinzufügen von Propan ergibt sich zwar auch eine Steigerung, jedoch wird die Aufnahmefähigkeit des Gemisches Äthylen/Propan bei vergleichbaren Propangehalten nicht erreicht. Noch weniger Ölsäure und Stearinsäure löst unter sonst gleichen Bedingungen das Gemisch Kohlendioxid - Äthylen. Wird im System Kohlendioxid - Ölsäure - Stearinsäure bei konstantem Druck von 100 bar und 100 °C Kohlendioxid zunehmend durch Äthylen ersetzt, so steigt der Gehalt an Ölsäure bzw. Stearinsäure etwa linear mit dem Molenbruch des Äthylens bis zum Wert für reines Äthylen. Bei Zusatz von Propan zum System Ölsäure - Stearinsäure - Kohlendioxid bei 100 °C wird ebenfalls ein Anstieg der Löslichkeit der Fettsäuren in der Gasphase mit wachsendem Propananteil beobachtet.

4.2 Ternäre Systeme

4.2.1 Einfluß eines Schleppmittels

Der Einfluß mittelflüchtiger Stoffe auf die Verteilung und Konzentration schwerflüchtiger Stoffe zwischen flüssiger und gasförmiger Phase wurde untersucht, da für größere Konzentra-

tionen schwerflüchtiger Stoffe in der gasförmigen Phase sehr hohe Drücke erforderlich sind und außerdem die relativen Flüchtigkeiten nicht genügend durch komprimierte Gase allein beeinflußt werden.

Die Konzentration der schwerflüchtigen Stoffe in der gasförmigen Phase läßt sich in der Tat durch einen mittelsiedenden Stoff beträchtlich erhöhen, was Abb. 47 am System Ölsäure - Benzol - CO_2 zeigt. Hier wird die Konzentration von Ölsäure in der Gasphase bei 135 bar von 0,1 Gew% durch Hinzufügen von etwa 18 Gew% Benzol auf 5 Gew% erhöht. Abb. 48 zeigt anhand der relativen Dampfdruckerhöhung, daß praktisch

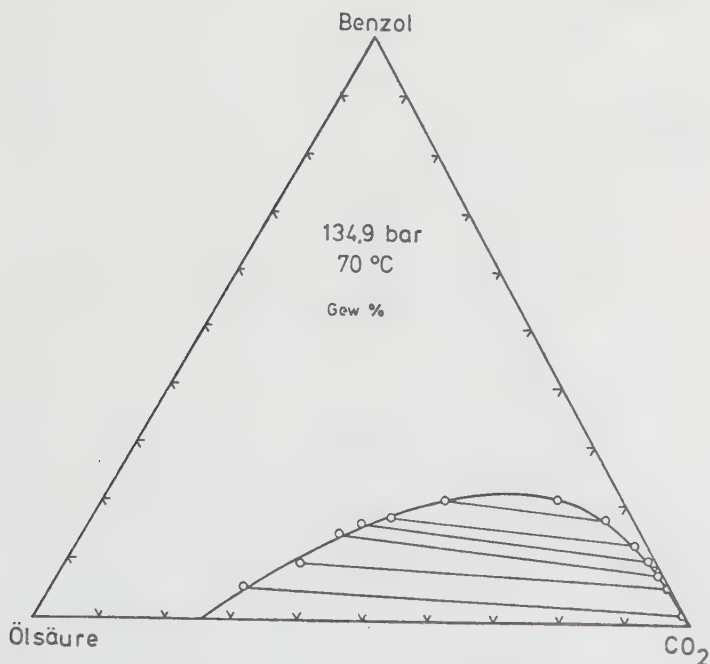


Abb. 47: Phasengleichgewichte im System
Ölsäure - Benzol - CO_2

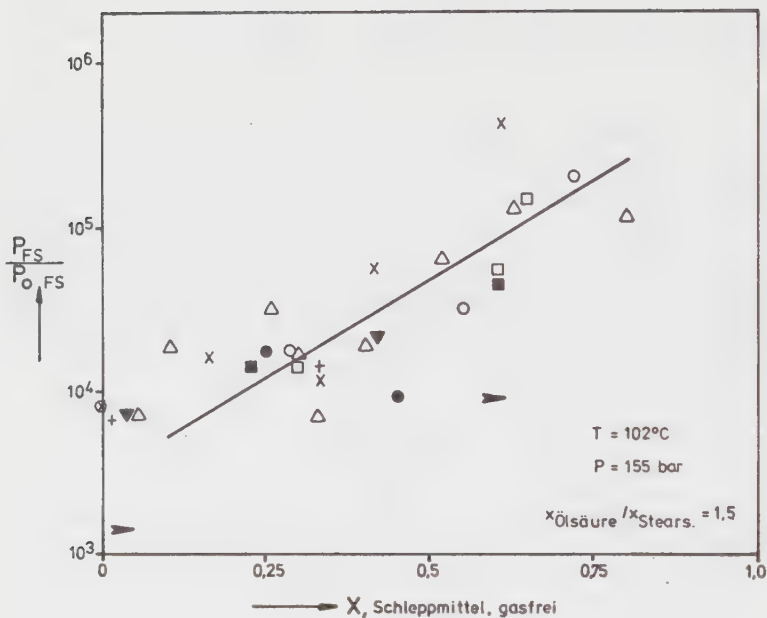


Abb. 48: Relative Dampfdruckerhöhung der Fettsäuren
in Abhängigkeit von der Schleppmittelkonzentration

alle Stoffe mit einer Siedetemperatur im Bereich von 20 bis 100°C ähnlich wirken. Der Trend wird durch die eingezeichnete Gerade wiedergegeben. Die Einzelpunkte streuen abgesehen von experimentellen Unsicherheiten durch die unterschiedlichen Flüchtigkeiten und Wechselwirkungen der Komponenten untereinander. Die wesentliche Dampfdruckerhöhung von etwa 10^3 wird jedoch durch die überkritische Komponente erzeugt, wie man durch Extrapolation auf den Schleppmittelgehalt Null erkennt.

2.2 Einfluß von Druck, Temperatur und der Lage der Mischungslücken

Druck und Temperatur, vor allem aber die Lage der Mischungslücken des binären Systems Schleppmittel - Gas beeinflussen die Löslichkeit der schwerflüchtigen Stoffe in der gasförmigen Phase. Den günstigen Fall der Abb. 47 im System Ölsäure - Benzol - Kohlendioxid erhält man nur, wenn das System Benzol - Kohlendioxid überkritisch ist. Dies bedeutet, daß der Systemdruck bei gegebener Temperatur höher ist als der kritische Druck des binären Systems Benzol - Kohlendioxid. Andernfalls ergeben sich Verhältnisse wie sie in Abb. 49 im System Ölsäure / Stearinsäure - Dimethylformamid - Äthylen dargestellt sind. Unter den gegebenen Bedingungen von 75 °C

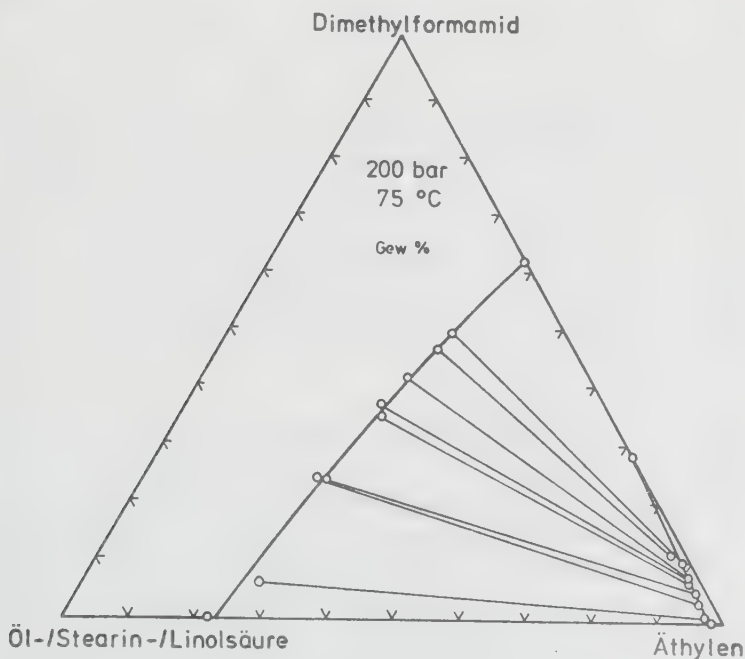


Abb. 49: Phasengleichgewichte im System Ölsäure/Stearinsäure/Linolsäure - Dimethylformamid - Äthylen
 $P = 200 \text{ bar}$, $T = 348,15 \text{ K}$ (75 °C)

und 200 bar ist das System Äthylen - DMF unterkritisch und entsprechend erscheint am Rande des ternären Existenzgebietes eine Mischungslücke. Durch Hinzufügen des Schleppmittels Dimethylformamid wird sogar eine Verringerung der Konzentration der Fettsäuren in der gasförmigen Phase hervorgerufen, wie aus den Konnoden der Abb. 49 zu erkennen ist.

Günstige Verhältnisse liegen vor, wenn größere Konzentrationen der schwerflüchtigen Stoffe in der Gasphase bei nicht zu flach verlaufender Phasengrenzlinie erreicht werden, wie es z.B. im System Ölsäure - Benzol - Kohlendioxid bei 70 °C (Abb. 47) der Fall ist. Wird die Temperatur bei konstantem Druck etwas zu hoch gewählt, verläuft die Phasengrenzlinie der Gasphase bei sehr niedrigen Konzentrationen des schwerflüchtigen Stoffes (vgl. Abb. 20).

Bei zu hohem Druck verläuft die Begrenzung des Zweiphasengebietes zu flach, wie dies im System Fettsäuren - DMF - Kohlendioxid bei 75 °C und 200 bar der Abb. 50 der Fall ist. Hier liegt der kritische Punkt zudem noch ungünstig zur Gasseite hin verschoben. Geeigneter ist ein System, bei dem der kritische Punkt zur Seite des Schwerflüchtigen hin liegt, wie dies beim System Ölsäure/Stearinsäure - n-Heptan - Äthylen in Abb. 51 gegeben ist. Das Beispiel der Fettsäuren mit DMF und Kohlendioxid bzw. DMF und Äthylen zeigt, wie das Phasenverhalten unter gleichen Bedingungen verschieden sein kann, selbst wenn sich die kritischen Temperaturen der Gase nur um 20 °C unterscheiden.

Verwendet man eine Mischung verschiedener Gase, kann das Gas mit höherer kritischer Temperatur als besonders flüchtiges Schleppmittel betrachtet werden. Man erhält dann unter günstig gewählten Bedingungen ein ausgedehntes Zweiphasengebiet, in dem ebenfalls hohe Konzentrationen an schwerflüchtigen Stoffen in der Gasphase erreicht werden können, wie Abb. 52 am System Ölsäure/Stearinsäure - Propan - Äthylen zeigt und was bereits in anderem Zusammenhang festgestellt worden war.

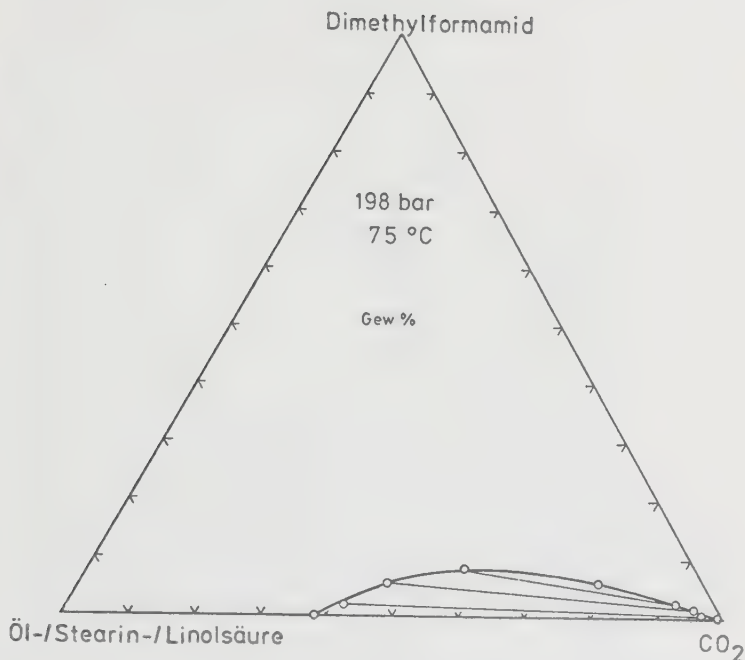


Abb. 50: Phasengleichgewichte im System Ölsäure/Stearinsäure/Linolsäure- Dimethylformamid - CO_2 bei 75°C und 198 bar

2.3 Einfluß der Flüchtigkeit des Schleppmittels

Anhand von Fettsäuregemischen wurde auch der Einfluß der Flüchtigkeit des Schleppmittels näher untersucht. Allgemein läßt sich sagen, daß mit abnehmender Flüchtigkeit zunehmende Werte von Druck und Temperatur eingestellt werden müssen, um einen günstigen Verlauf der Phasengrenzlinie im obigen Sinne zu erhalten. Die Neigung der Konnoden im Zweiphasengebiet ist für die Durchführbarkeit des Prozesses von Bedeutung. Ist der K-Faktor des Schleppmittels > 1 kann man erwarten, daß auch die Löslichkeit der schwerflüchtigen Stoffe groß ist. Bei nahezu waagrecht verlaufenden Konnoden

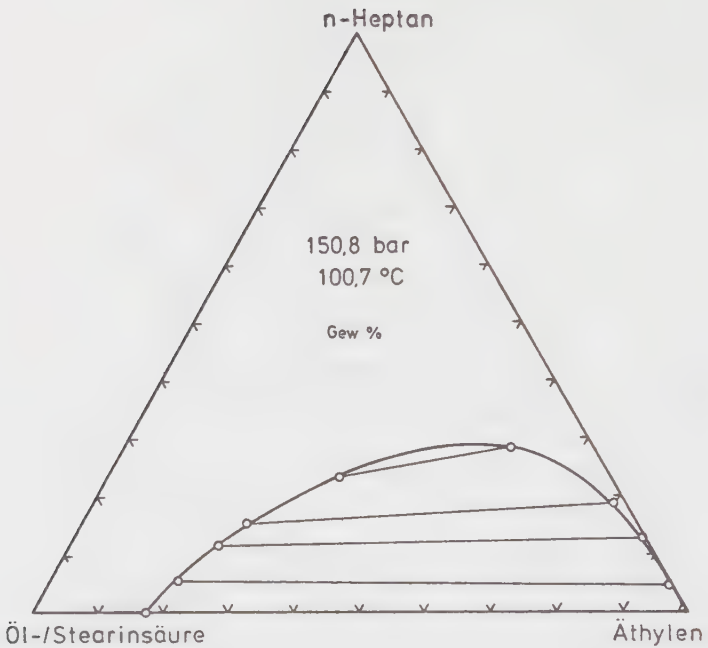


Abb. 51: Phasengleichgewichte im System
Ölsäure/Stearinsäure - n-Heptan - Äthylen
bei 100,7 °C und 150,8 bar

(K-Faktor des Schleppmittels = 1) ändert sich die Schleppmittelkonzentration bei den wiederholten Kondensations- und Verdampfungsvorgängen in den Kolonnen nicht wesentlich. Die Abhängigkeit des K-Faktors des Schleppmittels vom Schleppmittelanteil ist in Abb. 53 am System Ölsäure/Stearinsäure - Benzol - Kohlendioxid dargestellt: Mit zunehmender Annäherung an die kritische Konzentration geht der K-Faktor gegen 1. Bei kleinen Konzentrationen bleibt er über einen grossen Teil des Konzentrationsbereiches konstant.

Abb. 54 und 55 zeigen die K-Faktoren einiger Schlepp-

mittel in Abhängigkeit vom Druck und von der Temperatur.
Mit steigendem Druck steigt im angegebenen Bereich auch

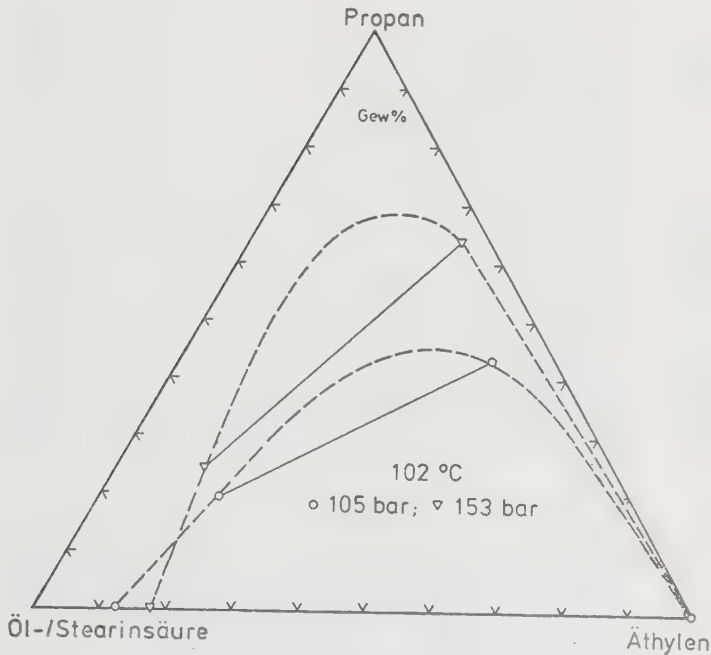


Abb. 52: Phasengleichgewichte im System
Ölsäure/Stearinsäure - Propan - Äthylen
x 102 °C; 153 bar
o 102 °C, 105 bar

der K-Faktor. Eine besonders starke Druckabhängigkeit zeigt Aceton mit Kohlendioxid als überkritischer Komponente. Mit zunehmender Temperatur fällt dagegen der K-Faktor, d.h. die Konzentration des Schleppmittels in der Gasphase nimmt im Verhältnis zur Konzentration in der flüssigen Phase ab. Wiederum zeigt Aceton mit CO₂ eine besonders hohe Temperaturabhängigkeit.

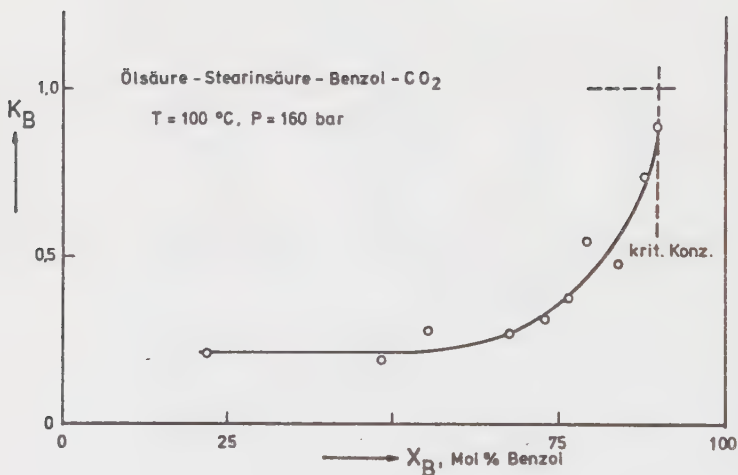
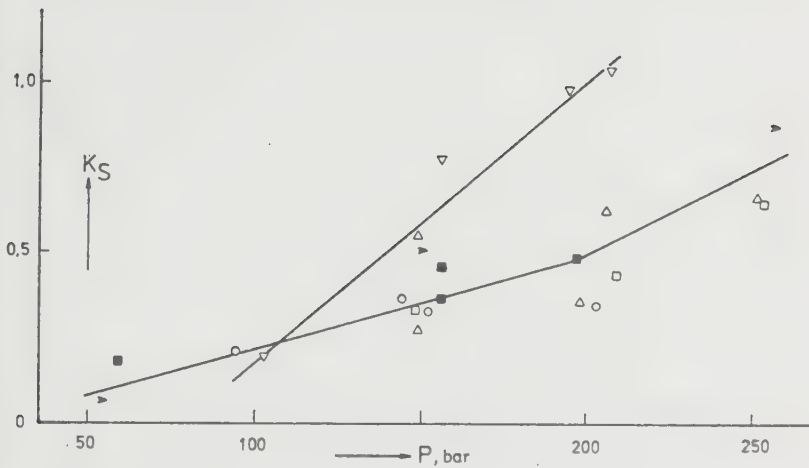


Abb. 53: Abhängigkeit des K-Faktors des Schleppmittels von der Schleppmittelkonzentration in der flüssigen Phase

Bei Verwendung eines Schleppmittels zur Stofftrennung mit komprimierten Gasen in Gegenstromkolonnen ist eine gleiche Verteilung zwischen den Phasen oder eine leichte Anreicherung in der Gasphase vorteilhaft. Dies bedeutet, daß der K-Faktor etwa bei 1 liegen soll. Nimmt man Aceton mit CO₂ als Beispiel, kann dies bei mehreren Bedingungen von Druck und Temperatur verwirklicht werden. Zunächst ist bei einer Temperatur von 85 °C und 156 bar $K = 1$. Dieselbe Neigung der Konnoden kann aber auch bei einer Temperatur von 102 °C und einem Druck von etwa 200 bar verwirklicht werden.

Für das Beispiel der Abtrennung der Monoglyzeride ist der

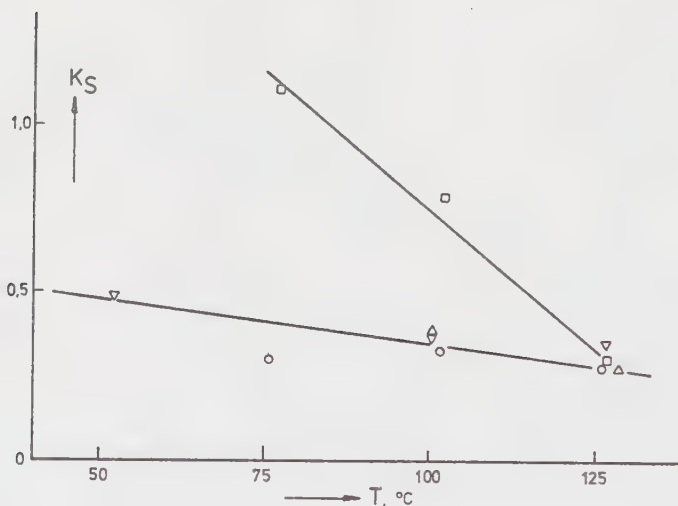


- | | |
|-------------------------------------|--|
| ▽ Aceton - CO ₂ 102,3 °C | ■ Aceton - Äthylen 100,9 °C |
| ▷ n-Heptan - Äthylen 100,7 °C | ○ Methylenchlorid - CO ₂ 101,6 °C |
| □ n-Hexan - CO ₂ 102 °C | △ Acetonitril - CO ₂ 102 °C |

Abb. 54: Abhängigkeit des K-Faktors des Schleppmittels vom Druck
(Systeme mit Öl- und Stearinsäure)

Trennfaktor in Abhängigkeit von der Azetonkonzentration in Abb. 56 dargestellt. Hier ermöglichen hohe Trennfaktoren eine Abtrennung der Monoglyzeride in nur wenigen Trennstufen. Die Auswahl des Betriebspunktes ist eine Optimierungsfrage, wobei der Trennfaktor als Maß für die notwendigen Trennstufenzahlen und die Konzentration des Schwerflüchtigen in der Gasphase als Maß für den möglichen Durchsatz pro Flächeneinheit des Kolonnenquerschnitts maßgeblich sind. Diese beiden Größen sind nebeneinander aufgetragen. Aus diesem Diagramm kann man einen Betriebsbereich beispielsweise in der Gegend von 3 bis 5 Gew% Schwerflüchtigem in der Gasphase bei Trennfaktoren zwischen 2 und 3 festlegen. Bleibt die Schleppmittelkonzentration in der Gasphase jedoch unterhalb von

10 Gew% und etwa 2,5 Gew% Schwerflüchtigem, liegen die Trennfaktoren so hoch, daß praktisch eine vollständige Trennung mit relativ wenigen Stufen erreicht werden kann.



- | | |
|-------------------------------------|---------|
| ○ Methylenchlorid - CO ₂ | 150 bar |
| △ n-Heptan - Äthylen | 151 bar |
| □ Aceton - CO ₂ | 156 bar |
| ▽ Aceton - Äthylen | 156 bar |

Abb. 55: Abhängigkeit des K-Faktors des Schleppmittels von der Temperatur
(Systeme mit Öl- und Stearinsäure)

Bei der Trennung gesättigter und ungesättigter Fettsäuren, die nur geringe Dampfdruckunterschiede aufweisen, bleiben die Trennfaktoren erheblich kleiner. Abb. 57 zeigt den Trennfaktor zwischen Stearinsäure und Ölsäure mit Benzol als Schleppmittel und Kohlendioxid als überkritischer Komponente. Der Trennfaktor nimmt mit dem Schleppmittelgehalt zunächst zu, durchläuft ein Maximum und geht am kritischen Punkt gegen 1.

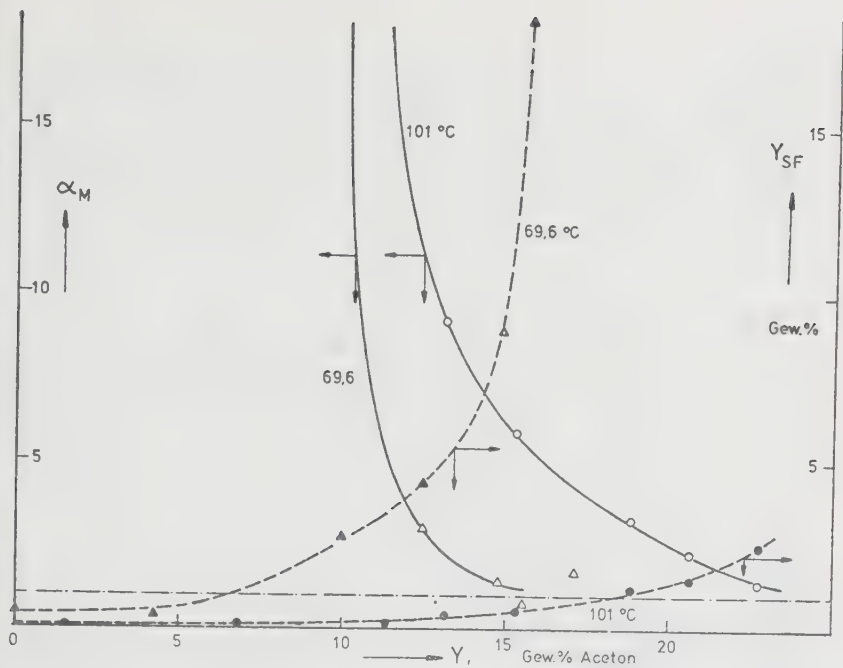


Abb. 56: Trennfaktoren und Gasphasenkonzentration der Monoglyzeride im System Ölsäureglyzeride - Aceton - CO_2 bei 130 bar

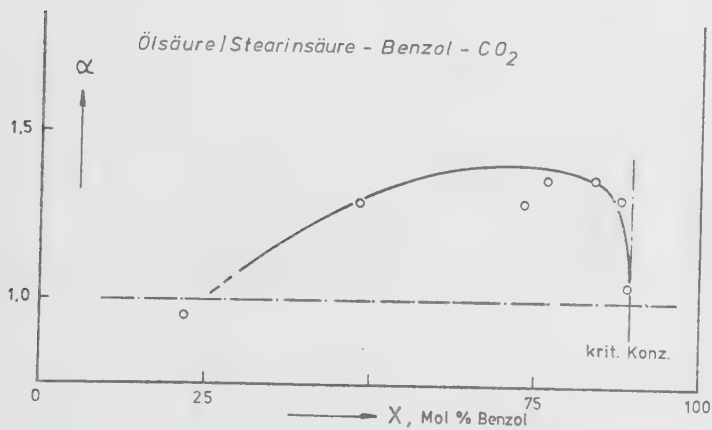


Abb. 57: Abhängigkeit des Trennfaktors der Fettsäuren von der Schleppmittelkonzentration

4.2.4 Trennfaktor

Die Abhängigkeit des Trennfaktors von Druck, Temperatur und Schleppmittelkonzentration läßt sich weitgehend durch die unter dem Einfluß dieser Parameter erzielten Konzentration schwerflüchtiger Komponenten in der gasförmigen Phase deuten.

Im untersuchten Temperaturbereich von 50 bis 150 °C nimmt bei sonst konstanten Bedingungen der Trennfaktor mit der Temperatur zu. In Abb. 58 ist dies für das System Ölsäure - Stearinsäure mit verschiedenen Schleppmitteln dargestellt.

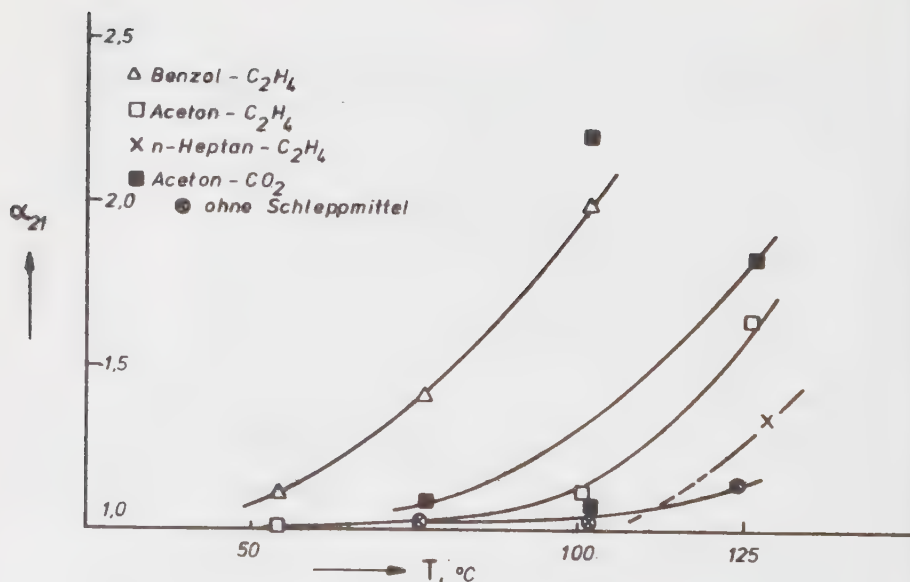


Abb. 58: Trennfaktor in Abhängigkeit von der Temperatur (Ölsäure/Stearinsäure = 1,5)

In diesem Temperaturbereich fällt mit zunehmender Temperatur

der Anteil der schwerflüchtigen Komponenten in der Gasphase. Mit kleiner werdender Löslichkeit nimmt aber auch der Trennfaktor zu (Abb. 56). Mit steigendem Druck nimmt der Trennfaktor im Bereich kleiner Konzentrationen bis etwa 2 - 3 Gew% Schwerflüchtiges in der Gasphase zu. Bei höheren Löslichkeiten nimmt der Trennfaktor mit dem Druck wieder ab, bis auf den Wert 1 beim kritischen Punkt.

1.2.5 Auswahl günstiger Betriebsbedingungen

Der Betriebsdruck muß im Zusammenhang mit der Temperatur und der sich dann ergebenden Löslichkeit schwerflüchtiger Stoffe in der Gasphase gesehen werden. Abb. 59 zeigt am Beispiel eines Glyzeridgemisches die Konzentration der schwerflüchtigen Komponenten in der gasförmigen Phase bei verschiedenen Temperaturen in Abhängigkeit vom Druck. Unterhalb eines minimalen Druckes besteht keine nennenswerte Löslichkeit der Gasphase. Daher ist in diesem Fall bei 50 °C ein Betriebsdruck von etwa 100 bar, bei 70 °C von etwa 140 bar und bei 90 - 110 °C von über 200 bar erforderlich, um Konzentrationen des Schwerflüchtigen von mehreren Gew% in der Gasphase zu erreichen.

Die Trennbarkeit schwerflüchtiger Stoffe mit relativ geringen Dampfdruckunterschieden hängt oft von der Einhaltung bestimmter Schleppmittelkonzentrationen ab. In den meisten bisher untersuchten Fällen scheinen die Schleppmittel unter vergleichbaren Bedingungen unspezifisch zu wirken. Allerdings wird die praktische Auswahl der Schleppmittel durch Randbedingungen wie physiologische Unbedenklichkeit, Mischbarkeit mit den schwerflüchtigen Stoffen usw. ohnehin weitgehend eingeschränkt.

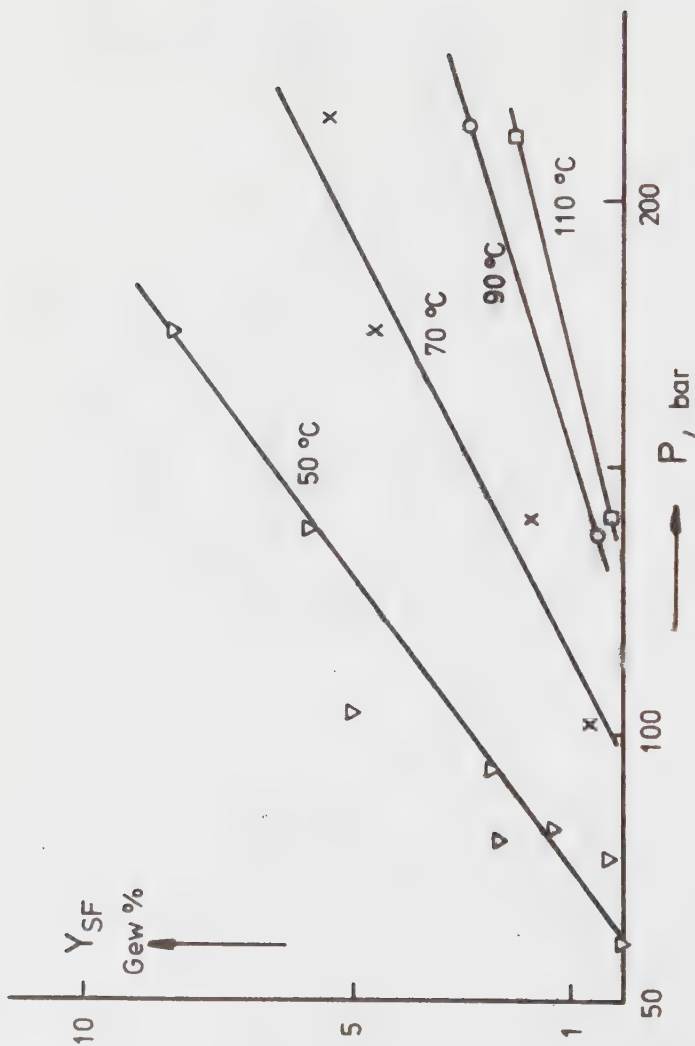


Abb. 59: Konzentration der schwerflüchtigen Komponenten in der Gasphase bei konstantem Schleppmittelgehalt;
System Glyceridgemisch - Äthanol - CO_2

5. Trennverfahren mit Hilfe komprimierter Gase

Aufgrund der beschriebenen Eigenschaften dichter Gasphasen wurde deren Nutzung für Trennprozesse in einer Reihe von Vorschlägen diskutiert, von denen einzelne bereits angewendet oder zur Produktionsreife entwickelt werden. Einen Überblick enthalten die zusammenfassenden Arbeiten von Zhuze⁶⁵⁾, Ellis⁶⁶⁾ und Peter, Brunner und Riha⁶⁷⁾.

Im Rahmen dieser Arbeit wird der Zusammenhang zwischen Phasengleichgewichten und Trennprozeß für die Variante der Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase in Gegenstromkolonnen betrachtet. Dieses Trennverfahren ermöglicht die Zerlegung einer Mischung aus sehr schwerflüchtigen oder hochsiedenden, temperaturempfindlichen Stoffen. Es beruht einerseits darauf, daß komprimierte Gase eine lösende Wirkung gegenüber schwerflüchtigen Stoffen zeigen, die der von Flüssigkeiten nahekommmt, andererseits darauf, daß durch die Verwendung eines Zusatzstoffes eine kontinuierliche Prozeßführung ohne Druckänderungen bei einem niedrigen Druckniveau und bei kleinen Konzentrationen schwerflüchtiger Stoffe in der Gasphase möglich wird.

Die Durchführbarkeit eines solchen Prozesses wurde bereits am Beispiel der Abtrennung der Monoglyzeride aus Glyzeridgemischen in einer halbtechnischen Bodenkolonne gezeigt⁶⁸⁾. Anhand der Trennung gesättigter und ungesättigter Fettsäuren in einer Füllkörperkolonne wurde die prinzipielle Eignung dieses Prozesses auch für die Trennung von Stoffen mit sehr ähnlichen Dampfdrücken nachgewiesen⁶⁹⁾. Damit werden die Möglichkeiten dieses Trennverfahrens in Richtung einer extraktiven Destillation auf erhöhtem Druckniveau erweitert.

An dem Trennprozeß sind wenigstens vier Stoffe beteiligt, nämlich zwei zu trennende schwerflüchtige Komponenten, das Schleppmittel und das komprimierte Gas. Allgemein ist der Trennfaktor zwischen den schwerflüchtigen Stoffen als abhängig von Druck, Temperatur und Konzentration der einzel-

nen Komponenten in einem wenigstens quaternären System zu betrachten. Hat man jedoch günstige Betriebsbedingungen ermittelt, läuft das Verfahren in den Kolonnen bei konstantem Druck ab. Wird die Mischung der schwerflüchtigen Komponenten als Pseudokomponente betrachtet, so lassen sich die Vorgänge in dem quasiternären System aus Pseudokomponente, Schleppmittel und überkritischem Gas anhand von Dreiecksdiagrammen verhältnismäßig übersichtlich darstellen (Abb. 61). Wegen der Bedeutung für die Durchführung eines kontinuierlichen Trennprozesses wird darauf im folgenden näher eingegangen. Die eigentliche Trennung der schwerflüchtigen Komponenten wird dabei nur indirekt berührt.

Zur Durchführung des Verfahrens besteht eine Anlage aus zwei Kolonnen, wie sie in Abb. 60 schematisch dargestellt sind. In der ersten Kolonne wird die Trennung der schwerflüchtigen Komponenten durchgeführt, während die zweite Kolonne zur Abtrennung der über Kopf der ersten Kolonne abgegangenen schwerflüchtigen Komponenten aus dem im Kreislauf geführten Gas dient und als Kondensator wirkt.

Die zu trennende Mischung wird zusammen mit dem Hilfsstoff in der Mitte der ersten Kolonne aufgegeben (F). Der Zulauf wird gemäß Abb. 60 in ein Kopfprodukt (P_E) und ein Sumpfprodukt R_n getrennt. Die Stufen n bis 1 sorgen für eine Anreicherung der bevorzugt in die Gasphase gehenden schwerflüchtigen Stoffe, wodurch ein Produkt E_1 am Kopf der ersten Kolonne erzeugt wird. Das abgeschiedene Produkt E wird in das Produkt P_E und in den Rücklauf R_O aufgeteilt. Der Rücklauf R_O fließt dem sich an den gewünschten Komponenten anreichernden Gasstrom entgegen. E' , P_E und R_O haben im allgemeinen die gleiche Zusammensetzung. Der Gehalt an Schleppmittel in diesen Strömen hängt von den Temperaturbedingungen in der zweiten Kolonne entsprechend den Phasengleichgewichten ab.

Betrachtet man den Kopf der ersten Kolonne und bezeichnet den in die zweite Kolonne gehenden Nettostoffstrom mit Q, gilt: $E_1 - R_O = Q$.

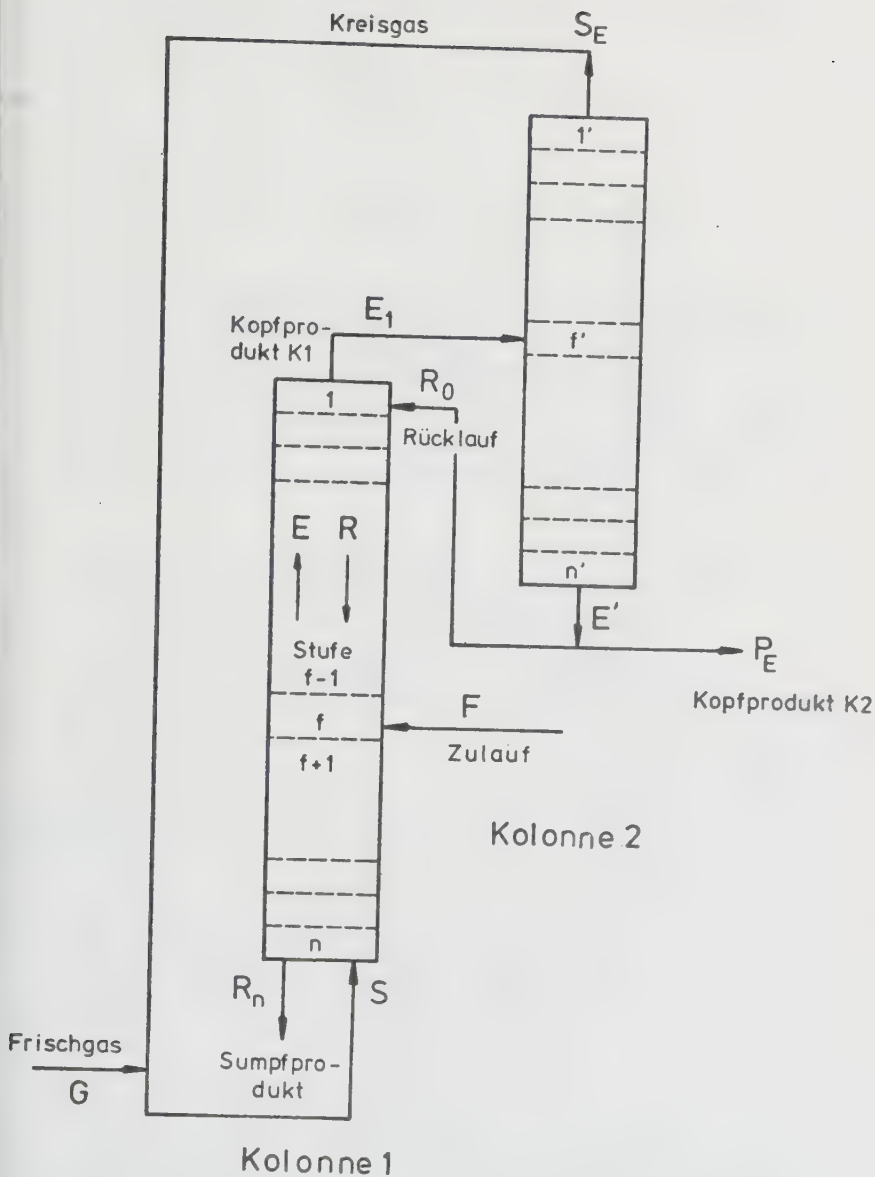


Abb. 60: Schematische Darstellung einer Apparatur zur Durchführung einer kontinuierlichen Stofftrennung mit Hilfe komprimierter Gase

Eine Bilanz über das Kopffende dieser Kolonne bis zur Stufe e lautet:

$$E_{e+1} + R_o = R_e + E_1$$

oder

(29)

$$E_{e+1} - R_e = Q = E_1 - R_o$$

Q stellt also den Nettofluß in Richtung Kopf der ersten Kolonne für alle Stufen von 1 bis $(f-1)$ dar. Faßt man Q als Arbeitspunkt auf, analog z.B. zu einer Extraktion im Gegenstrom, so können durch eine schrittweise Konstruktion der Querschnittsgeraden und Konnoden die Stufenzahlen von 1 bis $f-1$ und die zugehörigen Konzentrationen festgelegt werden.

Unter Verwendung des bekannten Hebelgesetzes erhält man

$$\frac{R_e}{Q} = \frac{\overline{E_{e+1} Q}}{\overline{R_e E_{e+1}}} ; \quad (30)$$

Mit der Beziehung

$$\overline{R_e E_{e+1}} + \overline{E_{e+1} Q} = \overline{R_e Q} \quad (31)$$

erhält man:

$$\frac{R_e}{E_{e+1}} = \frac{\overline{E_{e+1} Q}}{\overline{R_e Q}} = \frac{X_{AE_{e+1}} - X_{AQ}}{X_{AR_e} - X_{AQ}} \quad (32)$$

für eine beliebige Anreicherungsstufe.

Das Verhältnis R_e/E_{e+1} ist das Verhältnis der inneren Stoffströme und ist von Stufe zu Stufe verschieden. Am Kopf der Kolonne gilt:

$$\frac{R_o}{E_1} = \frac{\overline{E_1 Q}}{\overline{R_o Q}} \quad (33)$$

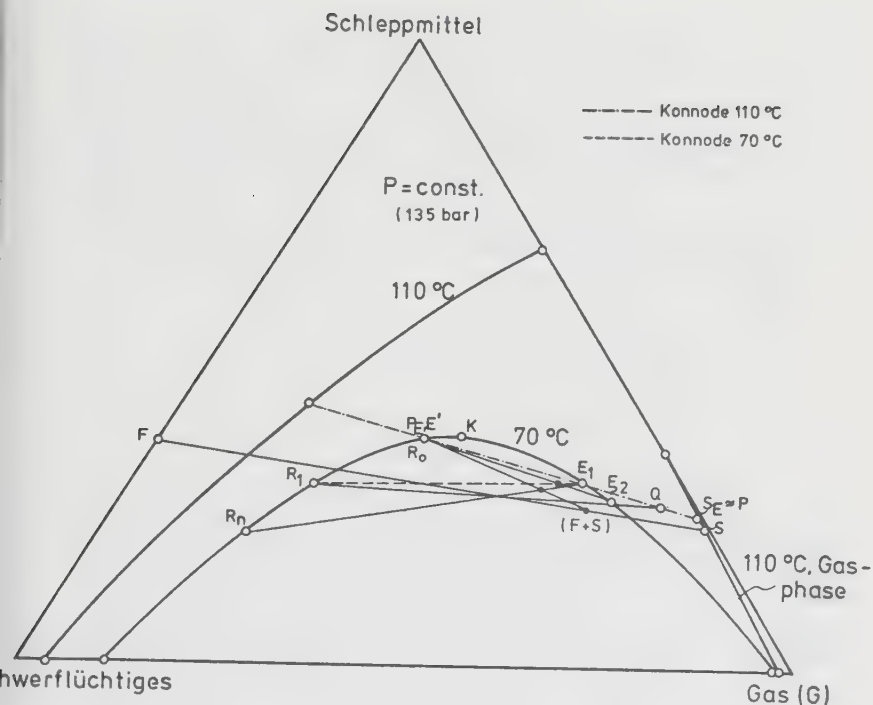


Abb. 61: Schematische Darstellung der Zustandspunkte des Trennprozesses im Konzentrationsdiagramm

Zur Festlegung von Q muß zunächst der Zustandspunkt S_E des Kreisgases bestimmt werden, was anhand einer Betrachtung der zweiten Kolonne dargestellt wird.

In den Bilanzraum der zweiten Kolonne tritt der Produktstrom E_1 ein und der mit etwas Schleppmittel beladene Kreisgasstrom S_E tritt aus. Der Produktstrom E' wird in das eigentliche Kopfprodukt P_E und den Rücklauf R_O für die erste Kolonne aufgeteilt. Aus der Stoffbilanz folgt:

$$E_1 = S_E + E' \quad (34)$$

Daraus ergibt sich ferner, daß E' , R_O und P_E im Konzentrationsdiagramm mit S_E , E_1 und Q auf einer Geraden liegen. S_E muß außerdem innerhalb des Dreiecks, d.h. im realen Konzentrationsbereich liegen. Wegen des relativ kleinen Gehalts an Schwerflüchtigem in der Gasphase liegt S_E jedoch praktisch auf der Dreiecksseite.

Für die Mengenströme ergibt sich:

$$E_1 = S_E + P_E + R_O .$$

Ferner gilt wegen $E_1 = Q + R_O$ auch $S_E + P_E = Q$.

Q liegt damit auf der Strecke $\overline{S_E E'}$ zwischen E_1 und S_E .

Es verhalten sich S_E/P_E wie $\overline{P_E Q}/\overline{Q S_E}$ und $\overline{P_E Q} + \overline{Q S_E} = \overline{P_E S_E}$.

Daraus ergibt sich:

$$a) \quad \frac{S_E}{S_E + P_E} = \frac{\overline{P_E Q}}{\overline{P_E Q} + \overline{Q S_E}} = \frac{\overline{P_E Q}}{\overline{P_E S_E}} \quad (35)$$

$$b) \quad \frac{R_O}{P_E} = \frac{\overline{E_1 Q}}{\overline{P_E E_1}} \cdot \frac{\overline{P_E S_E}}{\overline{Q S_E}} ; \quad (36)$$

$\frac{R_O}{P_E}$ ist das Rücklaufverhältnis.

$$\frac{R_O}{P_E} = \frac{(X_{AE_1} - X_{AQ})}{(X_{AP_E} - X_{AE_1})} \frac{(X_{AP_E} - X_{AS_E})}{(X_{AQ} - X_{AS_E})} \quad (37)$$

Der Punkt Q muß normalerweise auf der Linie $\overline{S_E P_E}$ so gewählt werden, daß man das gewünschte Rücklaufverhältnis erreicht. Da S_E und Q wegen der Mengenverhältnisse sehr nahe beieinanderliegen, sind sie mit Hilfe einer graphischen Konstruktion nicht festzulegen.

Die Mengenbilanz über die Zulaufstufe lautet:

$$E_f - R_{f-1} = E_{f+1} - R_f + F \quad (38)$$

Mit $E_f - R_{f-1} = Q$ und $E_{f+1} - R_f = P$ folgt:

$$Q = P + F \quad (39)$$

P liegt also auf der Verlängerung der Linie $\overline{FQ}$ und zwar im Schnittpunkt dieser Linie mit der verlängerten Geraden $\overline{R_n S}$ und ist damit festgelegt. Damit sind die Verhältnisse im Abtriebsteil der ersten Kolonne konstruierbar. Mit dem Punkt P als Ausgangspunkt ist die schrittweise Konstruktion der Stufen von f+1 bis n möglich und die dazugehörigen Konzentrationen sind bestimmbar.

Aus der Gesamtbilanz über die Anlage

$$G + F = R_n + P_E \text{ mit } G = S - S_E \quad (40)$$

ergibt sich mit Hilfe der Bilanz für das komprimierte Gas die zuzuführende Frischgasmenge

$$G \cdot X_G = R_n \cdot X_{GR_n} + P_E \cdot X_{GP_E} \quad (41)$$

Mit $X_G = 1$ ergibt sich:

$$G = R_n \cdot X_{GR_n} + P_E \cdot X_{GP_E} \quad (42)$$

Da G nur einen kleinen Bruchteil des Kreisgasstromes S_E ausmacht (für das Beispiel der Monoglyzeridtrennung 0,3%) liegt auch S sehr dicht bei S_E , so daß der Pol P in der Nachbarschaft S_E liegt und für eine graphische Übersichts-konstruktion als identisch mit S_E angesehen werden kann. Bei der im Beispiel der Glyzeride für eine Temperatur von 70°C gegebenen Lage der Konnoden ergibt sich im Zusammenhang mit der Lage der Pole, daß sich die Schleppmittelkonzentration, betrachtet man nur die Gleichgewichte, über die erste Kolonne praktisch nicht verändert.

Wird im Anfahrzustand kein Produkt zugeführt oder entnommen gilt: $S = S_E$. Dann sind P und S_E identisch.

Die zweite Kolonne hat die Aufgabe, die schwerflüchtigen Stoffe aus dem Kreisgasstrom abzutrennen, um so eine Rückvermischung beim Eintritt des Kreisgases in die erste Trenneinheit zu vermeiden. Im Prinzip kann sie genauso behandelt werden wie die erste Kolonne. Im Gegensatz zur ersten Kolonne wird die zweite Kolonne nicht isotherm gefahren, sondern hat von unten nach oben steigende Temperaturen. Dadurch kondensiert entsprechend den Phasengleichgewichten ein Teil des Stromes E_1 und bildet so den Rücklauf.

E' , P_E und R_O haben normalerweise die gleiche Zusammensetzung. Dann sind jedoch, abhängig vom Schleppmittelgehalt der Ströme S_E und E, nur bestimmte Rücklaufverhältnisse möglich, da sonst am Kopf der ersten Kolonne die Grenze des Zweiphasengebietes zum Einphasigen hin überschritten wird.

Bei der Durchführung einer Trennung schwerflüchtiger Stoffe mit Hilfe komprimierter Gase in Gegenstromkolonnen wird zu-

nächst der Punkt E_1 festgelegt. Dabei soll ein Optimum erreicht werden mit dem Ziel, einen möglichst hohen Stoffstrom an Schwerflüchtigem bei ausreichender Trennleistung zu erzielen. S_E ergibt sich entsprechend den Gleichgewichten auf der Phasengrenzlinie mit Hilfe der für die Kopftemperatur der zweiten Kolonne geltenden Konnode durch E_1 (s. Abb. 61). Aus der Bilanz über die zweite Kolonne $S_E + E' = E_1$ ergibt sich, daß E' auf der Verlängerung dieser Konnode liegt.

Die Gesamtbilanz der ersten Kolonne läßt sich ebenfalls im Konzentrationsdiagramm darstellen: $(F + S) + R_O = E_1 + R_n$. Für den Kopf der ersten Kolonne gilt die Stoffbilanz:

$$E_2 + R_O = E_1 + R_1.$$

E_1 und R_1 stehen miteinander im Gleichgewicht. E_2 ergibt sich als Schnittpunkt der Linie R_1Q mit der Phasengrenzlinie auf der Gasseite.

Für die Durchführbarkeit des Trennprozesses läßt sich als notwendige Bedingung der Abb. 61 entnehmen, daß der Mischungspunkt von $E_2 + R_O$ im zweiphasigen Gebiet liegen muß. Für den praktischen Betrieb ist ein ausreichender Abstand vom Einphasengebiet einzuhalten.

Ist es nicht möglich, unter diesen Bedingungen zu arbeiten, muß der Produktstrom E' mit Hilfe einer zusätzlichen Trennoperation in einen an Schleppmittel abgereicherten Rücklaufstrom R_O und in einen entsprechend mehr Schleppmittel enthaltenden Produktstrom P_E aufgeteilt werden. Während des Betriebes sind vor allem E_1 und S_E auf ihren Schleppmittelanteil laufend zu überprüfen.

Der Temperaturverlauf sollte über die erste Kolonne annähernd konstant sein. Mit abnehmender Temperatur wird nämlich das Zweiphasengebiet kleiner, was zur Folge hat, daß sich mehr Schwerflüchtiges in der Gasphase löst. Bei einem sehr starken Temperaturgefälle besteht sogar die Gefahr, daß im oberen Teil der Kolonne wegen zunehmender Anteile Schleppmittel und schwerflüchtiger Komponenten in die Nähe des kritischen Gebietes kommt und ein interner Kreislauf entsteht.

Im allgemeinen reicht die alleinige Betrachtung der Gleichgewichte zur optimalen Durchführung des Trennprozesses nicht aus. Von Bedeutung ist insbesondere die Kinetik des Stoffüberganges, die Gegenstand weiterer derzeit durchgeführter Arbeiten ist.

Die Trennung der schwerflüchtigen Komponenten hängt vom Schleppmittelanteil und vom Rücklaufverhältnis ab. Mit zunehmendem Schleppmittelanteil wird der Anteil der schwerflüchtigen Stoffe in der gasförmigen Phase größer, der Trennfaktor jedoch kleiner. Bei großen Schleppmittelanteilen wird ein relativ hoher Stoffstrom an schwerflüchtigen Komponenten erhalten. Wegen des geringen Trennfaktors ist die notwendige Zahl der Trennstufen für eine gegebene Trennaufgabe groß. Bei kleinem Schleppmittelanteil erhält man zwar nur einen geringen Stoffstrom schwerflüchtiger Komponenten, benötigt jedoch wegen der hohen Trennfaktoren nur eine kleine Zahl von Trennstufen.

Eine besonders günstige Anwendungsmöglichkeit der Trennung mit Hilfe komprimierter Gase besteht dann, wenn nur ein kleiner Teil aus einem Gemisch schwerflüchtiger Stoffe abgetrennt werden soll. Dann können die Verfahrensbedingungen so gewählt werden, daß nur ein geringer Produktstrom über die gasförmige Phase geht. Ein wesentlicher Teil der Apparate kann dann erheblich kleiner gehalten werden als bei einer Auftrennung in etwa gleich große Produktströme.

Allgemein können mit dem beschriebenen Trennverfahren mit Hilfe komprimierter Gase schwerflüchtige und temperaturempfindliche Stoffgemische behandelt werden, die weit unter denen einer Vakuumdestillation liegen. Das Verfahren eignet sich auch zur Verarbeitung oxidationsempfindlicher Stoffe, da bei den erhöhten Drücken keine Gefahr besteht, daß Luftsauerstoff in die Apparatur gelangt. Die Verwendung eines Schleppmittels erweitert die Möglichkeiten zur Stofftrennung auch auf Gemische, die Stoffe mit praktisch gleichen Dampfdrücken enthalten.

6. Literatur

1. J.C. Whitehead, D.F. Williams: Solvent extraction of coal by supercritical gases. J. of the Inst. of Fuel 48, 192 (1975)
2. J.S. Rowlinson: Liquids and liquid mixtures. 2nd ed. 1969, London, Butterworth
3. H.W.B. Roozeboom (Hrsg.): Die heterogenen Gleichgewichte, Braunschweig, 1902/1918
4. M.B. King: Phase Equilibria in Mixtures. Pergamon Press, 1969
5. G. Schneider: Phasengleichgewichte in flüssigen Systemen bei hohen Drucken. Berichte der Bunsengesellschaft 70, 497 (1966)
6. L. Cailletet: Compt. Rend. 90, 210 (1880)
7. J.P. Kuenen: Comm. Leiden Suppl. 4 (1892), Suppl. 13 (1894), Z. Phys. Chem. 11, 38 (1893)
8. I.R. Kritschewski, P. Bolschakow: Acta Physicochim. USSR 14, 353 (1941)
9. W.B. Kay: Ind. Eng. Chem. 30, 459 (1938)
10. W.B. Kay: Accounts of chemical research 1, 344 (1968)
11. G. Schneider: Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. 64, 9 (1968)
12. H.G. Donnelly, D.L. Katz: Ind. Eng. Chem. 46, 511 (1954)
13. A. Smits: Z. phys. Chem. 51, 193 (1905); 52, 587 (1905)
14. C. de la Tour: Ann. Chim. (3) 21, 127 (1822)
15. T. Andrews, Phil. Trans. 159, 575 (1869); Proc. Roy. Soc. (London) 13, 42 (1869)
16. J.B. Hannay, J. Hogarth: "On the solubility of solids in gases" (preliminary notice) Chem. News 40, 256 (1879), Proc. Roy. Soc. (London) 29, 324 (1879); 30, 178 (1880); 30, 188 (1880); 30, 484 (1880)
17. M.P. Villard, Journ. de Phys. theor. et appl. 5, 453 (1896)

18. J.H. Poynting: C. Change of State: Solid-Liquid. The
London, Edinburgh and Dublin Phil. Mag.,
4th Ser. 12, 32 (1881)
19. E.U. Franck in: Physical Chemistry, Vol. I/Thermodynamics
(W. Jost Edt.), New York 1971
20. T. Spillner: Hochgespannter Wasserdampf als Lösungs-
mittel, Diss. Darmstadt 1939
K. Cleve: Der Salzgehalt des von Dampfkessel erzeugten
Dampfes, VDI-Z. 84, 789 (1940)
F.G. Straub: Trans. Amer. Soc. mech. Engrs. 57, 447
(1935); 58, 329 (1936)
21. S. Peter, G. Woyke, G. Baumgärtel: Chemie-Ing.-Techn.
47, 9 (1976)
22. G.C. Kennedy: Econ. Geol. 45, 629 (1950)
23. G. Brunner: Dissertation, Erlangen 1972;
G. Brunner, S. Peter, H. Wenzel: Chem. Eng. J. 7, 99
(1974)
24. Die Ausarbeitung der Analytik wurde von Dipl.-Ing.
J. Künzel und Ing. (grad.) K.H. Pickel
vorgenommen.
25. P. Edmüller: Diplomarbeit, Erlangen 1977
26. K.G. Liphard, G.M. Schneider: J. Chem. Thermodynamics 7,
805 (1975)
27. H. Löhrl-Thiel: Dissertation, Erlangen 1978
28. I.R. Kritschewski, J.S. Kasarnowski: J. Am. Chem. Soc.
57, 2168 (1935)
29. I.R. Kritschewski, A.A. Ilinskaja: Acta Physicochim.
UdSSR 20, 327 (1945)
30. I.R. Kritschewski, N.E. Chasanowa: Chem. Promysl. 3, 17
(1962)
31. A.J. Perkins: J. Chem. Phys. 5, 180 (1937)
32. S. Robin, B. Vodar, R. Bergeon: C. R. Acad. Sc., 232,
2189 (1951)

33. A.H. Ewald, W.B. Jepson, J.S. Rowlinson: Discuss. Faraday Soc. 15, 238 (1953)
34. Z. Dokoupil, G. van Soest, M.D.P.
Appl. Sci. Res. A5, 182-240
35. A.H. Ewald: Trans. Faraday Soc. 49, 1401 (1953); 51, 347 (1955)
36. E.U. Franck: Z. Phys. Chem. NF 6, 345 (1956)
37. J.D. Van der Waals: Dissertation, Leiden 1873;
J.D. Van der Waals: Verhandelingen, Kon. Akad. Wet.
Amsterdam 20 (1880)
38. M. Benedict, G.B. Webb, L.C. Rubin: J. Chem. Phys. 8, 334 (1940); Chem. Eng. Progr. 47, 419 (1951); 47, 571 (1951)
39. O. Redlich, J.N.S. Kwong: Chem. Rev. 44, 223 (1949)
40. L. Haar, J.M.H. Levelt-Sengers: J. Chem. Phys. 52, 5069 (1970)
41. K.C. Chao, J.D. Seader: AIChE J. 7, 598 (1961)
42. P.L. Chueh, J.M. Prausnitz: Ind. Eng. Chem. 60, 3; 34 (1968) und "Computer Calculations for High Pressure Phase Equilibria" Englewood Cliffs, 1968
43. K.S. Pitzer, R.F. Curl: J. Am. Chem. Soc. 79, 2369 (1957);
R. F. Curl, K.S. Pitzer: Ind. Eng. Chem. 50, 265 (1958)
44. J.H. Hildebrand, R.L. Scott: "Regular Solutions", Prentice Hall Inc., 1962;
J.H. Hildebrand, R.L. Scott: "The Solubility of Nonelectrolytes", Dover Publ., New York 1964
45. E. Bender: Kältetechnik - Klimatisierung 23, 258 (1971),
Chemie-Ing.-Techn. 44, 576 (1972)
46. G. Brunner, H. Hederer: "The calculation of vapour-liquid phase equilibria of low volatile substances in systems with compressed gases",
VIth AIRAPT, Boulder, Colorado, 1977

47. J.M. Prausnitz: "Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria" Prentice-Hall Inc., 1969
48. O. Redlich, J.N.S. Kwong: Chem. Rev. 44, 223 (1949)
49. H. Hederer, S. Peter, H. Wenzel: Chem. Eng. J. 11, 183 (1976)
50. G.M. Wilson, Adv. Cryogenic Eng. 9, 168 (1964); 11, 392 (1966)
51. J. Joffe, D. Zudkevitch: AICHE J. 16, 112 (1970);
J. Joffe, G.M. Schroeder, D. Zudkevitch: AICHE J. 16, 496 (1970)
52. G. Soave: Chem. Eng. Sci. 27, 1197 (1972)
53. S.E.M. Hamann, W.K. Chung, I.M. Elshayal, B.C.-Y. Lu: Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 16, 51 (1977)
54. J. Chaudron, L. Asselineau, H. Renon: Chem. Eng. Sci. 23, 839 (1973)
55. R. Simonet, E. Behar: Chem. Eng. Sci. 31, 37 (1976)
56. A. De Mateo, F. Kurata: Ind. Eng. Chem., Process. Des. Dev. 14, 137 (1975)
57. W.F. Vogl, K.R. Hall, AICHE J. 16, 1103 (1970)
58. G. Soave: Chem. Eng. Sci., 27, 1197 (1972)
59. H. Hederer: private Mitteilung
60. O. Kratky, H. Leopold, H. Stabinger: Z. angew. Physik 4, 273 (1969)
61. G.L. Beyer in "The Encyclopedia of Chemistry", 3rd ed., 687 ff
62. S.D. Chang, B.C.-Y. Lu: Can. J. Chem. Engng. 48, 261 (1970)
63. U. Deiters, G.M. Schneider: Ber. Bunsengesellschaft, 80, 1316 (1976)
64. E. Stahl, W. Schulz, Chemie-Ing.-Techn. 48, 773 (1976)

65. T.P. Zhuze: Petroleum 23, 298 (1960)
66. S.R.M. Ellis: Brit. Chem. Engng. 16, 358 (1971)
67. S. Peter, G. Brunner, R. Riha: Chemie-Ing.-Techn. 46, 623 (1974)
68. S. Peter, G. Brunner, R. Riha: Fette, Seifen, Anstrichmittel 78, 45 (1976)
69. S. Peter, G. Brunner, B. Retzlaff: Working Party on Distillation, Absorption a. Extraction; Meeting Pisa 1976

7. Daten

Inhalt:

1.) Tabelle 4: Schwerflüchtige Stoffe, deren Redlich-Kwong-Parameter zur Berechnung der Korrelationen verwendet wurden.

2.) Phasengleichgewichte von Systemen mit komprimierten Gasen.

Die Systeme entsprechen den in Tabelle 3 angegebenen. Nach den experimentellen Daten eines Systems sind die Ergebnisse der Rechnung dargestellt. Unter dem Namen des Systems steht der Wechselwirkungsparameter TETA (θ), der Anpassungspunkt (x , y , P) und die Temperatur der Isotherme. Die berechneten Werte sind folgendermaßen angeordnet:

Gleichgewichtskonzentration des komprimierten Gases (oder der leichterflüchtigen Komponente) in der flüssigen Phase (x) und in der gasförmigen Phase (y) in Molanteilen, Gleichgewichtsdruck (P) in at, Molvolumen der gasförmigen (VG) und der flüssigen Phase (VL) in l/mol.

Die Rechnungen wurden am Regionalen Rechenzentrum der Universität Erlangen - Nürnberg durchgeführt.

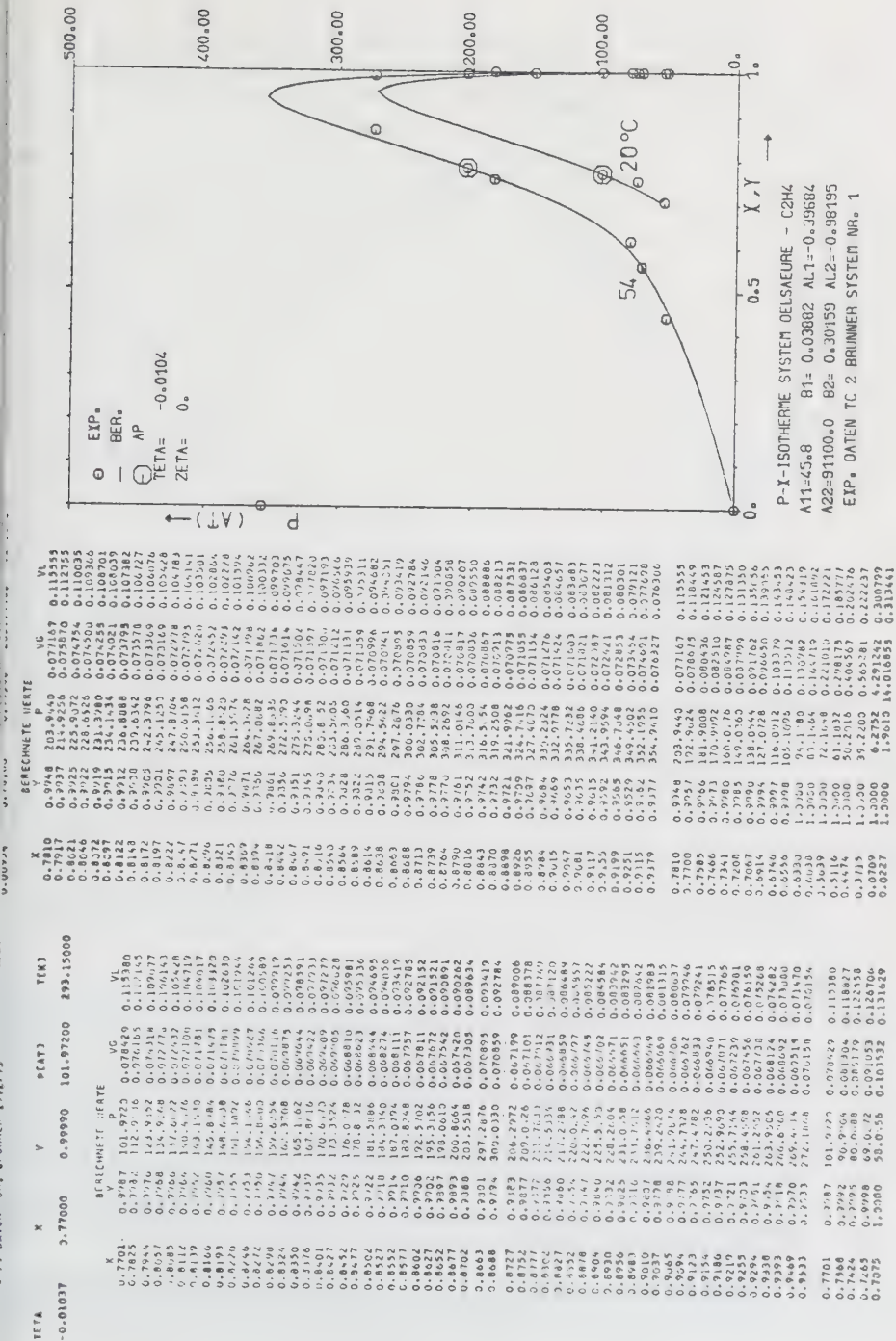
Tabelle 4: Schwerflüchtige Stoffe, deren Redlich-Kwong Parameter zur Berechnung der Korrelationen verwendet wurden

Lit.: CRC-Handbook of Chemistry and Physics, 55th ed., Cleveland Ohio 1975

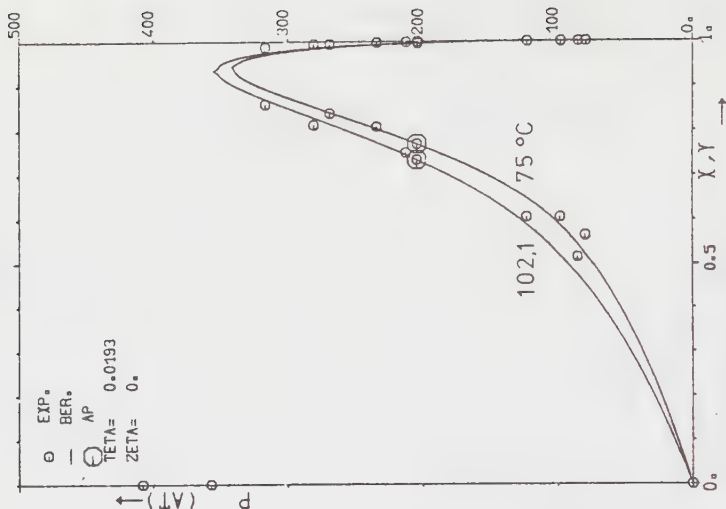
Name	Siedetemp. °C (760 Torr)	Name	Siedetemp. °C (760 Torr)
1,3,5 Trinitrobenzol	315	1-Chloroctadecan	348
Benzil	347	Palmitinsäure	390
Benzoessäurebenzylester	323	Hexacosan	412
Benzoessäure, 2-tolylester	307 ⁷²⁸	1-Methylphenanthren	390
Benzoin	344 ⁷⁶⁸	Pyren	393
Benzalacetophenon	345	Tri-o-cresylphosphat	410
Civeton	342 ⁷⁴²	Orthokieselsäure-	
Muscon	327 ⁷⁵²	2-äthylhexylester	419
Tolane	300	Heptacosan	422
Malonsäurebenzyl-		Octacosan	431
diäthylester	300	Stearinsäure-	
α-Benzyl-naphthalin	350	3-methylester	442
Cetyljodid	357	Triacontan	450
Tetradecylbenzol	359	Dotriacontan	467
Hexadecansäurenitril	333	Benzophenon	306
Octhracen	293	Diphenylamin	302
5-Chloracenaphten	319	Cholesterin	191 ^{0,1}
Diphenylacetaldehyd	315	n-Nonakosan	422
m-Acetotoluidid	303	Tripalmitin	310 ^{0,1}
N-Benzyl-p-toluidin	319 ⁷⁶⁵	Tristearin	326 ^{0,1}
Phenazon	319	Myristinsäure	318
Diphenylarsin	333	α-Monostearin	190 ^{0,2}
Dinitrobenzol	315 ⁷⁶²	Ölsäuremethylester	218 ²⁰
Pyrogallol	309	Linolsäure	224 ¹⁰
Phosphorsäure-		Carbazol	355
triphenylester	360	4-Phenylphenol	308
Stearinsäurenitril	362	Eikosan	344
1-Eicosanol	369	Ölsäure	286 ¹⁰⁰
Fluoranthren	375	Stearinsäure	232 ¹⁵
Parathion	375		
Phenylsulfon	379		
1-Jodooctadecan	379		

Ölsäure (1) - Äthylen (2)

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		relative Dampfdruck erhöhung
P	x ₁	x ₂	y ₁	y ₂	$\Delta p_{rel} =$ p_i/p_{is}
bar	Molanteile				
20.0 °C					
53.9	0.293	0.707	0.0001	0.9999	1.2×10^{10}
74.0	0.246	0.754	0.0001	0.9999	1.8×10^{10}
149.4	0.194	0.806	0.0024	0.9976	7.1×10^{11}
54.8 °C					
51.8	0.560	0.440	0.0003	0.9997	2.2×10^6
70.4	0.401	0.599	0.0002	0.9998	2.1×10^6
78.6	0.383	0.617	0.0001	0.9999	1.6×10^7
179.7	0.244	0.756	0.0004	0.9996	1.1×10^8
268.5	0.134	0.866	0.0107	0.9893	4.8×10^8
76.5 °C					
77.5	0.435	0.565	< 0.0001	> 0.9999	2.0×10^3
95.6	0.394	0.606	0.0003	0.9997	1.7×10^5
229.4	0.191	0.809	0.0031	0.9969	3.8×10^6
263.6	0.161	0.839	0.0066	0.9934	9.2×10^6
102.2 °C					
82.9	0.483	0.517	0.0001	0.9999	2.9×10^3
120.1	0.394	0.606	0.0004	0.9996	1.3×10^4
208.0	0.249	0.751	0.0016	0.9984	8.1×10^5
275.3	0.187	0.813	0.0055	0.9945	3.8×10^6
310.4	0.141	0.859	0.0130	0.9870	1.0×10^6
126.7 °C					
55.7	0.653	0.347	0.0003	0.9997	4.7×10^2
114.1	0.434	0.566	0.0001	0.9999	3.8×10^4
230.4	0.269	0.731	0.0018	0.9982	1.1×10^4
313.4	0.146	0.854	0.0099	0.9901	7.9×10^4
172.8 °C					
129.0	0.448	0.552	0.0003	0.9997	45.8



TETA	X	Y	PLAT3	TCK3	TETA	X	Y	PLAT3	TCK3
0.01159	3.77000	0.99950	203.94400	349.00	0.01932	3.73500	0.99500	203.94400	375.30
BERECHNETE WERTE									
	X	Y	PL	VC		X	Y	PL	VC
0.7700	0.9026	203.950	0.006160	0.12648	0.7350	0.3765	203.940	0.092376	0.133519
0.7650	0.9032	203.950	0.006160	0.12648	0.7300	0.3926	214.9256	0.095832	0.139664
0.7600	0.9032	225.9572	0.002212	0.114719	0.7250	0.8944	225.9372	0.092899	0.133976
0.7550	0.9028	228.6525	0.001393	0.113933	0.7200	0.9931	228.6088	0.092239	0.116900
0.7500	0.9025	231.3983	0.001399	0.113153	0.7150	0.8859	231.8530	0.086372	0.115070
0.7450	0.9021	234.1688	0.001604	0.111610	0.7100	0.9374	261.5074	0.085932	0.114050
0.7400	0.9018	236.9342	0.003094	0.113846	0.7050	0.9089	264.3428	0.085548	0.114735
0.7350	0.9013	239.6942	0.003094	0.113846	0.7000	0.8854	268.1682	0.085163	0.113229
0.7300	0.9009	242.3995	0.007954	0.111087	0.6950	0.8854	271.9725	0.084430	0.111616
0.7250	0.9005	245.1550	0.009628	0.109332	0.6900	0.8164	275.7725	0.083746	0.109815
0.7200	0.9001	247.8704	0.009314	0.107591	0.6850	0.8164	279.5725	0.083061	0.108017
0.7150	0.8997	250.5858	0.007954	0.105850	0.6800	0.8164	283.3725	0.082376	0.106219
0.7100	0.8993	253.3012	0.007954	0.104109	0.6750	0.8164	287.1725	0.081691	0.104421
0.7050	0.8989	256.0166	0.007954	0.102368	0.6700	0.8164	290.9725	0.081006	0.102623
0.7000	0.8985	258.7320	0.007954	0.100627	0.6650	0.8164	294.7725	0.080321	0.100825
0.6950	0.8981	261.4474	0.007954	0.098886	0.6600	0.8164	298.5725	0.079636	0.099027
0.6900	0.8977	264.1628	0.007954	0.097145	0.6550	0.8164	302.3725	0.078951	0.097229
0.6850	0.8973	266.8782	0.007954	0.095404	0.6500	0.8164	306.1725	0.078266	0.095431
0.6800	0.8969	269.5936	0.007954	0.093663	0.6450	0.8164	309.9725	0.077581	0.093633
0.6750	0.8965	272.3090	0.007954	0.091922	0.6400	0.8164	313.7725	0.076896	0.091835
0.6700	0.8961	275.0244	0.007954	0.090181	0.6350	0.8164	317.5725	0.076211	0.090037
0.6650	0.8957	277.7398	0.007954	0.088440	0.6300	0.8164	321.3725	0.075526	0.088239
0.6600	0.8953	280.4552	0.007954	0.086699	0.6250	0.8164	325.1725	0.074841	0.086441
0.6550	0.8949	283.1706	0.007954	0.084958	0.6200	0.8164	328.9725	0.074156	0.084643
0.6500	0.8945	285.8860	0.007954	0.083217	0.6150	0.8164	332.7725	0.073471	0.082845
0.6450	0.8941	288.6014	0.007954	0.081476	0.6100	0.8164	336.5725	0.072786	0.081047
0.6400	0.8937	291.3168	0.007954	0.079735	0.6050	0.8164	340.3725	0.072101	0.079249
0.6350	0.8933	294.0322	0.007954	0.077994	0.6000	0.8164	344.1725	0.071416	0.077451
0.6300	0.8929	296.7476	0.007954	0.076253	0.5950	0.8164	347.9725	0.070731	0.075653
0.6250	0.8925	299.4630	0.007954	0.074512	0.5900	0.8164	351.7725	0.070046	0.073855
0.6200	0.8921	302.1784	0.007954	0.072771	0.5850	0.8164	355.5725	0.069361	0.072057
0.6150	0.8917	304.8938	0.007954	0.071030	0.5800	0.8164	359.3725	0.068676	0.070259
0.6100	0.8913	307.6092	0.007954	0.069289	0.5750	0.8164	363.1725	0.067991	0.068461
0.6050	0.8909	310.3246	0.007954	0.067548	0.5700	0.8164	366.9725	0.067306	0.066663
0.6000	0.8905	313.0400	0.007954	0.065807	0.5650	0.8164	370.7725	0.066621	0.064865
0.5950	0.8901	315.7554	0.007954	0.064066	0.5600	0.8164	374.5725	0.065936	0.063067
0.5900	0.8897	318.4708	0.007954	0.062325	0.5550	0.8164	378.3725	0.065251	0.061269
0.5850	0.8893	321.1862	0.007954	0.060584	0.5500	0.8164	382.1725	0.064566	0.059471
0.5800	0.8889	323.9016	0.007954	0.058843	0.5450	0.8164	385.9725	0.063881	0.057673
0.5750	0.8885	326.6170	0.007954	0.057102	0.5400	0.8164	389.7725	0.063196	0.055875
0.5700	0.8881	329.3324	0.007954	0.055361	0.5350	0.8164	393.5725	0.062511	0.054077
0.5650	0.8877	332.0478	0.007954	0.053620	0.5300	0.8164	397.3725	0.061826	0.052279
0.5600	0.8873	334.7632	0.007954	0.051879	0.5250	0.8164	401.1725	0.061141	0.050481
0.5550	0.8869	337.4786	0.007954	0.050138	0.5200	0.8164	404.9725	0.060456	0.048683
0.5500	0.8865	340.1940	0.007954	0.048397	0.5150	0.8164	408.7725	0.059771	0.046885
0.5450	0.8861	342.9094	0.007954	0.046656	0.5100	0.8164	412.5725	0.059086	0.045087
0.5400	0.8857	345.6248	0.007954	0.044915	0.5050	0.8164	416.3725	0.058401	0.043289
0.5350	0.8853	348.3402	0.007954	0.043174	0.5000	0.8164	420.1725	0.057716	0.041491
0.5300	0.8849	351.0556	0.007954	0.041433	0.4950	0.8164	423.9725	0.057031	0.039693
0.5250	0.8845	353.7710	0.007954	0.039692	0.4900	0.8164	427.7725	0.056346	0.037895
0.5200	0.8841	356.4864	0.007954	0.037951	0.4850	0.8164	431.5725	0.055661	0.036097
0.5150	0.8837	359.2018	0.007954	0.036210	0.4800	0.8164	435.3725	0.054976	0.034299
0.5100	0.8833	361.9172	0.007954	0.034469	0.4750	0.8164	439.1725	0.054291	0.032501
0.5050	0.8829	364.6326	0.007954	0.032728	0.4700	0.8164	442.9725	0.053606	0.030703
0.5000	0.8825	367.3480	0.007954	0.030987	0.4650	0.8164	446.7725	0.052921	0.028905
0.4950	0.8821	370.0634	0.007954	0.029246	0.4600	0.8164	450.5725	0.052236	0.027107
0.4900	0.8817	372.7788	0.007954	0.027505	0.4550	0.8164	454.3725	0.051551	0.025309
0.4850	0.8813	375.4942	0.007954	0.025764	0.4500	0.8164	458.1725	0.050866	0.023511
0.4800	0.8809	378.2096	0.007954	0.024023	0.4450	0.8164	461.9725	0.050181	0.021713
0.4750	0.8805	380.9250	0.007954	0.022282	0.4400	0.8164	465.7725	0.049496	0.019915
0.4700	0.8801	383.6404	0.007954	0.020541	0.4350	0.8164	469.5725	0.048811	0.018117
0.4650	0.8797	386.3558	0.007954	0.018800	0.4300	0.8164	473.3725	0.048126	0.016319
0.4600	0.8793	389.0712	0.007954	0.017059	0.4250	0.8164	477.1725	0.047441	0.014521
0.4550	0.8789	391.7866	0.007954	0.015318	0.4200	0.8164	480.9725	0.046756	0.012723
0.4500	0.8785	394.5020	0.007954	0.013577	0.4150	0.8164	484.7725	0.046071	0.010925
0.4450	0.8781	397.2174	0.007954	0.011836	0.4100	0.8164	488.5725	0.045386	0.009127
0.4400	0.8777	400.9328	0.007954	0.010095	0.4050	0.8164	492.3725	0.044701	0.007329
0.4350	0.8773	403.6482	0.007954	0.008354	0.4000	0.8164	496.1725	0.044016	0.005531
0.4300	0.8769	406.3636	0.007954	0.006613	0.3950	0.8164	500.0000	0.043331	0.003733



P-X-ISOTHERME SYSTEM DELSAURE - C2H4
A11=45.8 B1= 0.03882 AL1=0.39684
A22=91100.0 B2= 0.30159 AL2=0.90195
EXP. DATEN TC 2 BRUNNER SYSTEM NR. 1

0.02753 3.65900 199.86512 399.80 0.02741 3.68000 203.94400 446.10

BLSCHEMITE HERTE				SERECHEMITE HERTE			
X	Y	VL	VG	X	Y	VL	VG
0.6950	0.7072	199.8651	0.115759	0.6800	0.7057	203.9440	0.142549
0.7199	0.7053	219.8657	0.147200	0.6990	0.7047	214.9755	0.155957
0.7432	0.7041	241.8693	0.110044	0.7189	0.7035	225.9772	0.135295
0.7680	0.7027	264.8715	0.146810	0.7373	0.7020	236.8880	0.129037
0.7923	0.7013	288.8731	0.134602	0.7557	0.7005	247.8104	0.143914
0.8166	0.7000	312.8747	0.120752	0.7741	0.6990	258.7328	0.139362
0.8409	0.6987	336.8763	0.106906	0.7925	0.6975	269.6552	0.146002
0.8652	0.6974	360.8779	0.093060	0.8109	0.6960	280.5776	0.130081
0.8895	0.6961	384.8795	0.079214	0.8293	0.6945	291.5000	0.110662
0.9138	0.6948	408.8811	0.065368	0.8477	0.6930	302.4224	0.110662
0.9381	0.6935	432.8827	0.051522	0.8661	0.6915	313.3448	0.125473
0.9624	0.6922	456.8843	0.037676	0.8845	0.6900	324.2672	0.125473
0.9867	0.6909	480.8859	0.023830	0.9029	0.6885	335.1896	0.146442
1.0110	0.6896	504.8875	0.010000	0.9213	0.6870	346.1120	0.125473
1.0353	0.6883	528.8891	0.000000	0.9397	0.6855	357.0344	0.125473
1.0596	0.6870	552.8907	0.000000	0.9581	0.6840	367.9568	0.125473
1.0839	0.6857	576.8923	0.000000	0.9765	0.6825	378.8792	0.125473
1.1082	0.6844	600.8939	0.000000	0.9949	0.6810	389.8016	0.125473
1.1325	0.6831	624.8955	0.000000	1.0133	0.6795	400.7240	0.125473
1.1568	0.6818	648.8971	0.000000	1.0317	0.6780	411.6464	0.125473
1.1811	0.6805	672.8987	0.000000	1.0501	0.6765	422.5688	0.125473
1.2054	0.6792	696.9003	0.000000	1.0685	0.6750	433.4912	0.125473
1.2297	0.6779	720.9019	0.000000	1.0869	0.6735	444.4136	0.125473
1.2540	0.6766	744.9035	0.000000	1.1053	0.6720	455.3360	0.125473
1.2783	0.6753	768.9051	0.000000	1.1237	0.6705	466.2584	0.125473
1.3026	0.6740	792.9067	0.000000	1.1421	0.6690	477.1808	0.125473
1.3269	0.6727	816.9083	0.000000	1.1605	0.6675	488.1032	0.125473
1.3512	0.6714	840.9099	0.000000	1.1789	0.6660	499.0256	0.125473
1.3755	0.6701	864.9115	0.000000	1.1973	0.6645	509.9480	0.125473
1.3998	0.6688	888.9131	0.000000	1.2157	0.6630	520.8704	0.125473
1.4241	0.6675	912.9147	0.000000	1.2341	0.6615	531.7928	0.125473
1.4484	0.6662	936.9163	0.000000	1.2525	0.6600	542.7152	0.125473
1.4727	0.6649	960.9179	0.000000	1.2709	0.6585	553.6376	0.125473
1.4970	0.6636	984.9195	0.000000	1.2893	0.6570	564.5600	0.125473
1.5213	0.6623	1008.9211	0.000000	1.3077	0.6555	575.4824	0.125473
1.5456	0.6610	1032.9227	0.000000	1.3261	0.6540	586.4048	0.125473
1.5699	0.6597	1056.9243	0.000000	1.3445	0.6525	597.3272	0.125473
1.5942	0.6584	1080.9259	0.000000	1.3629	0.6510	608.2496	0.125473
1.6185	0.6571	1104.9275	0.000000	1.3813	0.6495	619.1720	0.125473
1.6428	0.6558	1128.9291	0.000000	1.3997	0.6480	630.0944	0.125473
1.6671	0.6545	1152.9307	0.000000	1.4181	0.6465	641.0168	0.125473
1.6914	0.6532	1176.9323	0.000000	1.4365	0.6450	651.9392	0.125473
1.7157	0.6519	1200.9339	0.000000	1.4549	0.6435	662.8616	0.125473
1.7400	0.6506	1224.9355	0.000000	1.4733	0.6420	673.7840	0.125473
1.7643	0.6493	1248.9371	0.000000	1.4917	0.6405	684.7064	0.125473
1.7886	0.6480	1272.9387	0.000000	1.5101	0.6390	695.6288	0.125473
1.8129	0.6467	1296.9403	0.000000	1.5285	0.6375	706.5512	0.125473
1.8372	0.6454	1320.9419	0.000000	1.5469	0.6360	717.4736	0.125473
1.8615	0.6441	1344.9435	0.000000	1.5653	0.6345	728.3960	0.125473
1.8858	0.6428	1368.9451	0.000000	1.5837	0.6330	739.3184	0.125473
1.9101	0.6415	1392.9467	0.000000	1.6021	0.6315	750.2408	0.125473
1.9344	0.6402	1416.9483	0.000000	1.6205	0.6300	761.1632	0.125473
1.9587	0.6389	1440.9499	0.000000	1.6389	0.6285	772.0856	0.125473
1.9830	0.6376	1464.9515	0.000000	1.6573	0.6270	783.0080	0.125473
2.0073	0.6363	1488.9531	0.000000	1.6757	0.6255	793.9304	0.125473
2.0316	0.6350	1512.9547	0.000000	1.6941	0.6240	804.8528	0.125473
2.0559	0.6337	1536.9563	0.000000	1.7125	0.6225	815.7752	0.125473
2.0802	0.6324	1560.9579	0.000000	1.7309	0.6210	826.6976	0.125473
2.1045	0.6311	1584.9595	0.000000	1.7493	0.6195	837.6200	0.125473
2.1288	0.6298	1608.9611	0.000000	1.7677	0.6180	848.5424	0.125473
2.1531	0.6285	1632.9627	0.000000	1.7861	0.6165	859.4648	0.125473
2.1774	0.6272	1656.9643	0.000000	1.8045	0.6150	870.3872	0.125473
2.2017	0.6259	1680.9659	0.000000	1.8229	0.6135	881.3096	0.125473
2.2260	0.6246	1704.9675	0.000000	1.8413	0.6120	892.2320	0.125473
2.2503	0.6233	1728.9691	0.000000	1.8597	0.6105	903.1544	0.125473
2.2746	0.6220	1752.9707	0.000000	1.8781	0.6090	914.0768	0.125473
2.2989	0.6207	1776.9723	0.000000	1.8965	0.6075	925.0000	0.125473
2.3232	0.6194	1800.9739	0.000000	1.9149	0.6060	935.9224	0.125473
2.3475	0.6181	1824.9755	0.000000	1.9333	0.6045	946.8448	0.125473
2.3718	0.6168	1848.9771	0.000000	1.9517	0.6030	957.7672	0.125473
2.3961	0.6155	1872.9787	0.000000	1.9701	0.6015	968.6896	0.125473
2.4204	0.6142	1896.9803	0.000000	1.9885	0.6000	979.6120	0.125473
2.4447	0.6129	1920.9819	0.000000	2.0069	0.5985	990.5344	0.125473
2.4690	0.6116	1944.9835	0.000000	2.0253	0.5970	1001.4568	0.125473
2.4933	0.6103	1968.9851	0.000000	2.0437	0.5955	1012.3792	0.125473
2.5176	0.6090	1992.9867	0.000000	2.0621	0.5940	1023.3016	0.125473
2.5419	0.6077	2016.9883	0.000000	2.0805	0.5925	1034.2240	0.125473
2.5662	0.6064	2040.9899	0.000000	2.0989	0.5910	1045.1464	0.125473
2.5905	0.6051	2064.9915	0.000000	2.1173	0.5895	1056.0688	0.125473
2.6148	0.6038	2088.9931	0.000000	2.1357	0.5880	1066.9912	0.125473
2.6391	0.6025	2112.9947	0.000000	2.1541	0.5865	1077.9136	0.125473
2.6634	0.6012	2136.9963	0.000000	2.1725	0.5850	1088.8360	0.125473
2.6877	0.6000	2160.9979	0.000000	2.1909	0.5835	1099.7584	0.125473
2.7120	0.5987	2184.9995	0.000000	2.2093	0.5820	1110.6808	0.125473
2.7363	0.5974	2208.0011	0.000000	2.2277	0.5805	1121.6032	0.125473
2.7606	0.5961	2232.0027	0.000000	2.2461	0.5790	1132.5256	0.125473
2.7849	0.5948	2256.0043	0.000000	2.2645	0.5775	1143.4480	0.125473
2.8092	0.5935	2280.0059	0.000000	2.2829	0.5760	1154.3704	0.125473
2.8335	0.5922	2304.0075	0.000000	2.3013	0.5745	1165.2928	0.125473
2.8578	0.5909	2328.0091	0.000000	2.3197	0.5730	1176.2152	0.125473
2.8821	0.5896	2352.0107	0.000000	2.3381	0.5715	1187.1376	0.125473
2.9064	0.5883	2376.0123	0.000000	2.3565	0.5700	1198.0600	0.125473
2.9307	0.5870	2400.0139	0.000000	2.3749	0.5685	1208.9824	0.125473
2.9550	0.5857	2424.0155	0.000000	2.3933	0.5670	1219.9048	0.125473
2.9793	0.5844	2448.0171	0.000000	2.4117	0.5655	1230.8272	0.125473
3.0036	0.5831	2472.0187	0.000000	2.4301	0.5640	1241.7496	0.125473
3.0279	0.5818	2496.0203	0.000000	2.4485	0.5625	1252.6720	0.125473
3.0522	0.5805	2520.0219	0.000000	2.4669	0.5610	1263.5944	0.125473
3.0765	0.5792	2544.0235	0.000000	2.4853	0.5595	1274.5168	0.125473
3.1008	0.5779	2568.0251	0.000000	2.5037	0.5580	1285.4392	0.125473
3.1251	0.5766	2592.0267	0.000000	2.5221	0.5565	1296.3616	0.125473
3.1494	0.5753	2616.0283	0.000000	2.5405	0.5550	1307.2840	0.125473
3.1737	0.5740	2640.0299	0.000000	2.5589	0.5535	1318.2064	0.125473
3.1980	0.5727	2664.0315	0.000000	2.5773	0.5520	1329.1288	0.125473
3.2223	0.5714	2688.0331	0.000000	2.5957	0.5505	1340.0512	0.125473
3.2466	0.5701	2712.0347	0.000000	2.6141	0.5490	1350.9736	0.125473
3.2709	0.5688	2736.0363	0.000000	2.6325	0.5475	1361.8960	0.125473
3.2952	0.5675	2760.0379	0.000000	2.6509	0.5460	1372.8184	0.125473
3.3195	0.5662	2784.0395	0.000000	2.6693	0.5445	1383.7408	0.125473
3.3438	0.5649	2808.0411	0.000000	2.6877	0.5430	1394.6632	0.125473
3.3681	0.5636	2832.0427	0.000000	2.7061	0.5415	1405.5856	0.125473
3.3924	0.5623	2856.0443	0.000000	2.7245	0.5400	1416.5080	0.125473
3.4167	0.5610	2880.0459	0.000000	2.7429	0.5385	1427.4304	0.125473
3.4410	0.5597	2904.0475	0.000000	2.7613	0.5370	1438.3528	0.125473
3.4653	0.5584	2928.0491	0.000000	2.7797	0.5355	1449.2752	0.125473
3.4896	0.5571	2952.0507	0.000000	2.7981	0.5340	1460.1976	0.125473
3.5139	0.5558	2976.0523	0.000000	2.8165	0.5325	1471.1200	0.125473
3.5382	0.5545	3000.0539	0.000000	2.8349	0.5310	1482.0424	0.125473
3.5625	0.5532	3024.0555	0.000000	2.8533			

System Stearinsäure (1) - Äthylen (2)

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		relative Dampfdruck- erhöhung
P	x ₁	x ₂	y ₁	y ₂	$\Delta p_{rel} =$ p_i/p_{is}
bar	Molanteile				

76.5 °C

68.4	0.502	0.498	0.0006	0.9994	3.6×10^5
155.8	0.287	0.713	0.0003	0.9997	3.5×10^4
201.1	0.244	0.756	0.0001	0.9999	9.7×10^5
219.7	0.214	0.786	0.0004	0.9996	7.9×10^5

102.2 °C

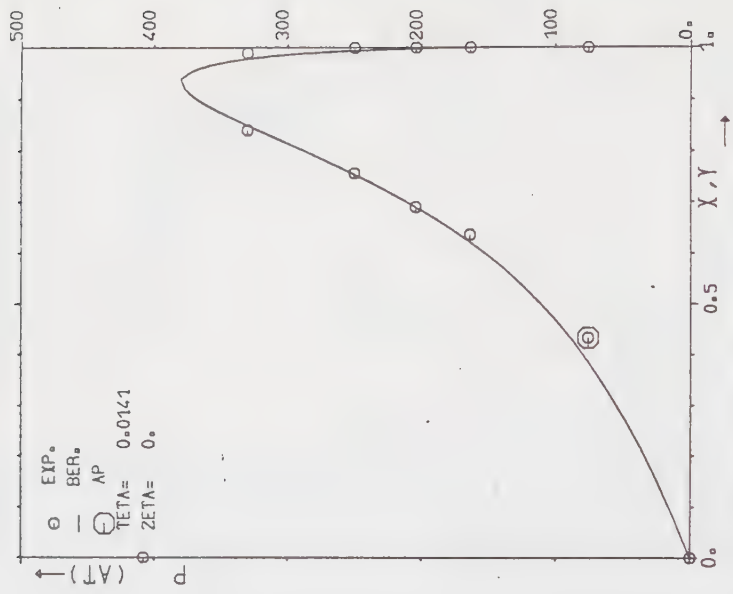
70.4	0.539	0.461	0.0003	0.9997	9.0×10^3
132.8	0.374	0.626	0.0001	0.9999	4.8×10^4
194.8	0.274	0.726	0.0006	0.9994	4.9×10^5
278.2	0.181	0.819	0.0022	0.9978	2.5×10^5

126.7 °C

74.3	0.567	0.433	0.0005	0.9995	1.6×10^3
160.2	0.364	0.636	0.0003	0.9997	1.8×10^3
245.0	0.244	0.756	0.0010	0.9990	9.6×10^5
323.4	0.216	0.784	0.0106	0.9894	1.3×10^5

SYSTEM STEARINSÄURE - ÄTHYLEN WIR. 2 4 BEIT # 126.7 C
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 2

TEVA	K	Y	PIAT	T(K)
0.01412	3.69000	0.99940	2.33-9.4400	399.80
BREMCHETE MERTE				
X	Y	VG	VL	
0.3059	1.3000	75.7652	0.361105	0.218381
0.4306	1.3050	88.3156	0.298024	0.207440
0.4710	0.9999	100.8060	0.252522	0.197394
0.5374	0.7979	113.4164	0.217626	0.188339
0.5502	0.7978	125.9668	0.190302	0.190167
0.5700	0.7972	138.5172	0.169212	0.172512
0.5711	0.7972	151.0083	0.152784	0.163193
0.6247	0.7972	176.1188	0.132784	0.159463
0.6660	0.7964	188.7188	0.119581	0.154173
0.6959	0.7977	201.2692	0.112214	0.148384
0.7367	0.7970	213.8196	0.115394	0.143736
0.7825	0.7963	226.3700	0.109624	0.139277
0.7994	0.7969	238.9204	0.104355	0.134765
0.7559	0.7936	251.4708	0.100313	0.130764
0.7714	0.7920	264.0212	0.094423	0.122774
0.7867	0.7922	276.5716	0.091059	0.117034
0.8016	0.7931	289.1220	0.089076	0.115499
0.8153	0.7975	292.2595	0.089182	0.114503
0.8790	0.7959	295.3972	0.088707	0.113612
0.8127	0.8053	298.5358	0.088651	0.112723
0.8163	0.8050	301.6740	0.088651	0.111834
0.8200	0.8050	304.8120	0.087397	0.110763
0.8273	0.8043	307.9506	0.086997	0.110087
0.8309	0.8035	311.0882	0.086616	0.109213
0.8346	0.8037	314.2228	0.086232	0.108341
0.8382	0.8011	320.4980	0.085579	0.107470
0.8419	0.8022	323.6356	0.085270	0.105729
0.8456	0.7992	326.7732	0.084980	0.104458
0.8493	0.7952	329.9108	0.084703	0.103785
0.8531	0.7972	333.0484	0.084436	0.103107
0.8569	0.7950	336.1860	0.084223	0.102230
0.8607	0.7949	339.3235	0.084012	0.101345
0.8646	0.7936	342.4612	0.083822	0.100454
0.8685	0.79723	345.5988	0.083636	0.099554
0.8725	0.7978	348.7364	0.083515	0.098643
0.8762	0.7952	351.8740	0.083402	0.097717
0.8808	0.7975	355.0116	0.083344	0.096812
0.8852	0.7956	358.1492	0.083273	0.095849
0.8898	0.7936	361.2868	0.083264	0.094786
0.8946	0.7912	364.4244	0.083241	0.093767
0.8997	0.7952	367.5620	0.083241	0.092697
0.9054	0.7951	370.7000	0.083241	0.091518
0.9120	0.7951	373.8372	0.083241	0.090202
0.9200	0.7951	376.9748	0.083241	0.088811
0.9402	0.7977	380.1124	0.083241	0.087524



PX-ISOTHERME SYSTEM STEARINSÄURE - C2H
A11=45.8 B1= 0.03882 AL1=0.39684
A22=85700.0 B2= 0.28932 AL2=0.97341
EXP. DATEN TC 2 BRUNNER SYSTEM NR. 2

Ölsäure (1) - Kohlendioxid (2):

Zusammensetzung der koexistierenden Phasen

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		ΔD_{rel}
P	x_1	x_2	y_1	y_2	
bar	Molanteile				
54.1 °C					
51.0	0.567	0.433	< 0.0001	> 0.9999	8.5×10^4
97.5	0.353	0.647	0.0000	0.9999	3.3×10^5
178.0	0.261	0.739	0.0017	0.9983	5×10^7
76.9 °C					
52.5	0.630	0.370	0.0001	0.9999	1.9×10^4
148.0	0.335	0.665	0.0001	0.9999	4.7×10^4
244.0	0.237	0.763	0.0019	0.9981	1.2×10^6
101.1 °C					
51.0	0.684	0.316	0.0002	0.9998	2.4×10^3
194.5	0.320	0.680	0.0001	0.9999	5.3×10^3
208.0	0.215	0.785	0.0038	0.9962	2.9×10^5
127.8 °C					
53.0	0.720	0.280	0.0001	0.9999	146
244.0	0.298	0.702	0.0010	0.9990	5.9×10^3
334.0	0.207	0.793	0.0049	0.9951	4.1×10^4

P_{abs}	T	x_1	x_2
bar	°C	Gewichtsanteile	
51,0	40,0	0,861	0,139
77,0		0,751	0,249
101,0		0,707	0,293
127,0		0,690	0,310
149,0		0,668	0,332

SYSTEM DELSAURE - KOHLENTOXID ZNR. 4 < BEI 54.1 C
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 4

SYSTEM DELSAURE - KOHLENTOXID ZNR. 4 < BEI 76.9 C
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 4

TETA	X	Y	PCATJ	TCKJ	TETA	X	Y	PCATJ	TCKJ
0.07179	0.70500	0.99930	132.56360	327.20	0.07800	0.70000	0.99960	173.35240	350.00

BERECHNETE WERTE

X	Y	P	VG	VL
0.7050	0.9996	132.5636	0.366087	0.126310
0.7179	0.9978	148.2515	0.062700	0.122668
0.7289	0.9969	163.7095	0.060374	0.119311
0.7385	0.9960	179.6275	0.058173	0.116701
0.7472	0.9952	195.3156	0.056718	0.114159
0.7552	0.9943	211.0035	0.055550	0.111334
0.7624	0.9935	226.6915	0.054519	0.109089
0.7691	0.9927	242.3795	0.053833	0.107695
0.7753	0.9919	258.0675	0.053167	0.105341
0.7811	0.9911	273.7555	0.052595	0.103406
0.7865	0.9904	289.4435	0.052097	0.102470
0.7915	0.9897	305.1315	0.051559	0.100946
0.7927	0.9895	309.2536	0.051558	0.100580
0.7939	0.9894	312.9755	0.051160	0.100217
0.7951	0.9892	316.8975	0.051364	0.099858
0.7962	0.9890	320.8195	0.051272	0.099505
0.7973	0.9889	324.7415	0.051181	0.099157
0.7984	0.9887	328.6635	0.051094	0.098813
0.7995	0.9885	332.5855	0.051008	0.098475
0.8006	0.9884	336.5075	0.050923	0.098141
0.8017	0.9882	340.4295	0.050844	0.097812
0.8027	0.9881	344.3515	0.050765	0.097487
0.8038	0.9879	348.2735	0.050686	0.097167
0.8048	0.9877	352.1955	0.050602	0.096851
0.8058	0.9876	356.1175	0.050523	0.096543
0.8068	0.9874	360.0395	0.050467	0.096232
0.8077	0.9873	363.9615	0.050397	0.095929
0.8087	0.9871	367.8835	0.050329	0.095630
0.8096	0.9870	371.8055	0.050262	0.095335
0.8106	0.9868	375.7275	0.050196	0.095043
0.8115	0.9867	379.6495	0.050132	0.094756
0.8124	0.9866	383.5715	0.050069	0.094472
0.8133	0.9864	387.4935	0.050009	0.094192
0.8141	0.9863	391.4155	0.049943	0.093918
0.8150	0.9861	395.3375	0.049880	0.093643
0.8158	0.9860	399.2595	0.049831	0.093374
0.8167	0.9859	403.1815	0.049774	0.093103
0.8175	0.9857	407.1035	0.049713	0.092836
0.8183	0.9856	411.0255	0.049654	0.092586
0.8191	0.9855	414.9475	0.049610	0.092331
0.8199	0.9853	418.8695	0.049557	0.092073
0.8207	0.9852	422.7915	0.049506	0.091829
0.8214	0.9851	426.7135	0.049455	0.091583
0.8222	0.9850	430.6355	0.049405	0.091343
0.8229	0.9848	434.5575	0.049355	0.091103
0.8237	0.9847	438.4795	0.049307	0.090863
0.8244	0.9846	442.4015	0.049259	0.090629
0.8251	0.9845	446.3235	0.049212	0.090398
0.8258	0.9844	450.2455	0.049166	0.090170
0.8265	0.9842	454.1675	0.049121	0.089945
0.8272	0.9841	458.0895	0.049075	0.089722
0.8279	0.9840	462.0115	0.049031	0.089503
0.8285	0.9839	465.9335	0.048987	0.089286
0.8292	0.9838	469.8555	0.048944	0.089071
0.8298	0.9837	473.7775	0.048901	0.088860
0.8305	0.9836	477.6995	0.048855	0.088650
0.8311	0.9835	481.6215	0.048812	0.088443
0.8317	0.9834	485.5435	0.048777	0.088240
0.8323	0.9833	489.4655	0.048736	0.088039
0.8327	0.9832	493.3875	0.048696	0.087843

WE 1-TM COMPONENT OF THE INITIAL STEP 45 TCO
0.8328 1.3000 85.4228 0.183164 0.112230
0.8338 1.3000 69.8115 0.276490 0.172388
0.8430 1.3000 54.1235 0.394494 0.197550
0.8354 1.3000 38.4256 0.610337 0.227449
0.8211 1.3000 22.7475 1.112726 0.261421
0.8268 1.3000 7.9555 3.926224 0.322279
0.8473 1.3000 4.7064 5.792147 0.306490

BERECHNETE WERTE

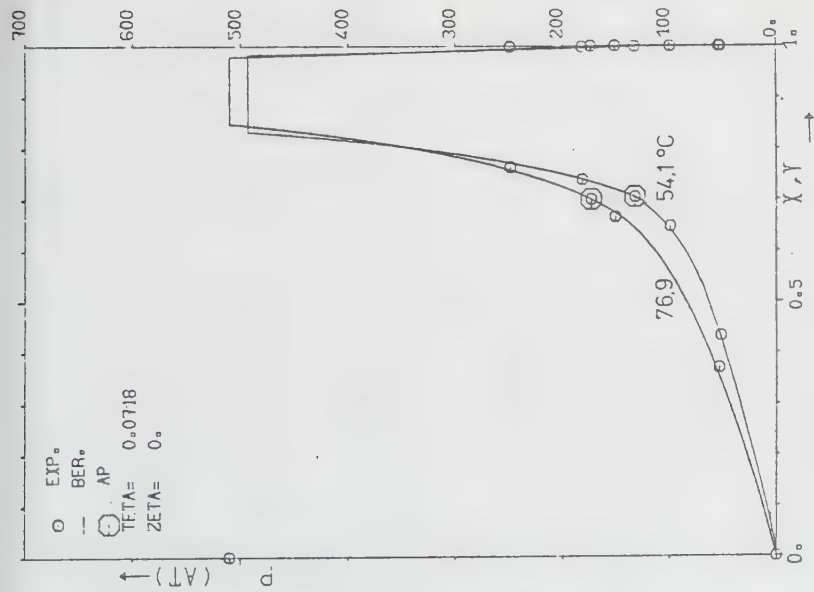
X	Y	P	VG	VL
0.7000	0.9956	173.3524	0.074464	0.129971
0.7150	0.9977	189.0404	0.069537	0.125727
0.7280	0.9958	204.7284	0.066104	0.122111
0.7395	0.9958	220.4164	0.063575	0.118690
0.7509	0.9937	236.1044	0.061537	0.115681
0.7581	0.9927	251.7924	0.060103	0.112925
0.7760	0.9927	267.4804	0.058874	0.110357
0.7834	0.9916	283.1684	0.057361	0.108122
0.7952	0.9926	298.8564	0.057917	0.105819
0.7976	0.9936	314.5444	0.056305	0.103756
0.7996	0.9939	330.2324	0.056144	0.103260
0.7992	0.9988	326.3104	0.055842	0.102772
0.7963	0.9936	330.2324	0.055599	0.102291
0.7983	0.9933	334.1544	0.055561	0.101817
0.7998	0.9881	338.0764	0.055423	0.101391
0.8013	0.9973	341.9984	0.055301	0.100437
0.8028	0.9976	345.9204	0.055178	0.099950
0.8042	0.9873	349.8424	0.055061	0.099550
0.8057	0.9971	353.7644	0.054745	0.099116
0.8071	0.9959	357.6864	0.054835	0.098788
0.8084	0.9956	361.6084	0.054723	0.098465
0.8098	0.9954	365.5304	0.054623	0.098149
0.8111	0.9951	369.4524	0.054526	0.097838
0.8125	0.9959	373.3744	0.054429	0.097533
0.8138	0.9957	377.2964	0.054336	0.097230
0.8150	0.9954	381.2184	0.054246	0.096938
0.8163	0.9952	385.1404	0.054157	0.096648
0.8176	0.9950	389.0624	0.054075	0.096365
0.8188	0.9847	392.9844	0.053993	0.096086
0.8200	0.9845	396.9064	0.053914	0.095811
0.8212	0.9843	400.8284	0.053837	0.095542
0.8224	0.9841	404.7504	0.053763	0.095277
0.8235	0.9838	408.6724	0.053691	0.095017
0.8247	0.9836	412.5944	0.053621	0.094762
0.8258	0.9834	416.5164	0.053555	0.094511
0.8269	0.9832	420.4384	0.053487	0.094264
0.8280	0.9830	424.3604	0.053423	0.094022
0.8291	0.9827	428.2824	0.053361	0.093784
0.8301	0.9825	432.2044	0.053301	0.093550
0.8312	0.9823	436.1264	0.053242	0.093320
0.8322	0.9821	440.0484	0.053185	0.093094
0.8332	0.9819	443.9704	0.053129	0.092873
0.8342	0.9817	447.8924	0.053075	0.092655
0.8352	0.9815	451.8144	0.053023	0.092441
0.8361	0.9813	455.7364	0.052972	0.092230
0.8372	0.9811	459.6584	0.052922	0.092022
0.8381	0.9809	463.5804	0.052873	0.091819
0.8391	0.9807	467.5024	0.052826	0.091622
0.8400	0.9804	471.4244	0.052780	0.091437
0.8409	0.9803	475.3464	0.052733	0.091255
0.8418	0.9801	479.2684	0.052691	0.091074
0.8427	0.9799	483.1904	0.052649	0.090891
0.8436	0.9797	487.1124	0.052607	0.090719
0.8444	0.9795	491.0344	0.052566	0.090547
0.8453	0.9793	494.9564	0.052527	0.090376
0.8461	0.9791	498.8784	0.052483	0.090204
0.8470	0.9789	502.8004	0.052450	0.090038
0.8478	0.9787	506.7224	0.052413	0.089871
0.8486	0.9785	510.6444	0.052376	0.089706

0.7000 0.9956 173.3524 0.074464 0.129971
0.8022 0.9977 157.6644 0.052119 0.134968
0.8430 0.9977 141.9784 0.095288 0.141139
0.8279 0.9959 126.2884 0.118957 0.149248
0.8300 0.9950 94.9224 0.155649 0.160151
0.8430 0.9950 79.2244 0.245386 0.174108
0.8300 0.9950 64.9224 0.271314 0.191090
0.8430 0.9950 53.5364 0.367669 0.233715
0.8300 0.9950 47.8484 0.524901 0.233334
0.8300 0.9950 32.1604 0.829483 0.259002
0.8430 0.9950 16.4724 1.710739 0.287753
0.8263 1.3000 6.7844 37.742303 0.320279
0.8249 1.3000 3.1375 9.368369 0.315360

SYSTEM DELSÆJRE - KOHLENDIOXID NR. 4 < BEI 101.1 C
EXP. DATEN DR. BRUNNEN SYSTEM HA. 4

SYSTEM DELSÆJRE - KOHLENDIOXID NR. 4 < BEI 127.8 C
EXP. DATEN DR. BRUNNEN SYSTEM HA. 4

TETA	X	Y	P(CT)	T(K)	TETA	X	Y	P(CT)	T(K)
0.08394	0.70300	0.99980	214.14120	374.20	0.08795	0.56800	0.99920	214.14120	400.90
BERECHNETE WERTE					BERECHNETE WERTE				
X	Y	VG	VL		X	Y	VG	VL	
0.7030	0.9990	214.1412	0.079910	0.131725	0.6680	0.9996	214.1412	0.100800	0.144813
0.7188	0.9971	229.8292	0.075074	0.127238	0.6888	0.9970	229.8292	0.093161	0.138971
0.7330	0.9950	245.5172	0.071473	0.123260	0.7076	0.9951	245.5172	0.087084	0.133659
0.7457	0.9749	261.2052	0.068577	0.119523	0.7248	0.9751	261.2052	0.082224	0.128601
0.7574	0.9037	276.8932	0.066463	0.116159	0.7407	0.9749	276.8932	0.078316	0.124281
0.7681	0.7924	292.5812	0.064695	0.113346	0.7550	0.9736	292.5812	0.075155	0.120194
0.7780	0.9711	308.2692	0.063256	0.110151	0.7684	0.9721	308.2692	0.072586	0.116364
0.7872	0.9178	323.9572	0.062076	0.107447	0.7809	0.9725	323.9572	0.070749	0.112744
0.7959	0.7054	339.6452	0.061100	0.104887	0.7925	0.9887	339.6452	0.068792	0.109359
0.7978	0.9030	343.5672	0.060884	0.104297	0.7953	0.9033	343.5672	0.068418	0.108543
0.7998	0.9737	347.4592	0.060607	0.103695	0.7981	0.9078	347.4592	0.068026	0.107739
0.8018	0.9373	351.4112	0.060406	0.103102	0.8008	0.9373	351.4112	0.067724	0.106745
0.8038	0.9070	355.3332	0.060291	0.102517	0.8035	0.9359	355.3332	0.067433	0.105816
0.8057	0.9857	359.2552	0.060111	0.101940	0.8062	0.9054	359.2552	0.067079	0.104930
0.8076	0.9963	363.1772	0.059939	0.101371	0.8089	0.9359	363.1772	0.066810	0.104023
0.8095	0.9350	367.0792	0.059774	0.100810	0.8114	0.9854	367.0792	0.066536	0.103075
0.8113	0.9356	371.0212	0.059617	0.100257	0.8139	0.9349	371.0212	0.066277	0.102131
0.8132	0.9353	374.9632	0.059466	0.099711	0.8164	0.9844	374.9632	0.066032	0.101196
0.8150	0.9349	378.8652	0.059323	0.099172	0.8189	0.9039	378.8652	0.065799	0.101070
0.8167	0.7345	382.7872	0.059185	0.098640	0.8213	0.9833	382.7872	0.065580	0.100352
0.8185	0.9342	386.7092	0.059054	0.098115	0.8237	0.9038	386.7092	0.065373	0.100242
0.8202	0.9338	390.6312	0.058922	0.097597	0.8261	0.9323	390.6312	0.065178	0.099940
0.8219	0.9335	394.5532	0.058809	0.097085	0.8285	0.9917	394.5532	0.064974	0.099645
0.8235	0.9331	398.4752	0.058694	0.096579	0.8308	0.9312	398.4752	0.064821	0.099357
0.8252	0.9328	402.3972	0.058585	0.096079	0.8331	0.9306	402.3972	0.064685	0.099076
0.8268	0.9324	406.3192	0.058481	0.095586	0.8354	0.9850	406.3192	0.064460	0.098735
0.8284	0.9321	410.2412	0.058381	0.095099	0.8377	0.9794	410.2412	0.064266	0.098473
0.8300	0.9317	414.1632	0.058286	0.094617	0.8399	0.9789	414.1632	0.064093	0.098217
0.8316	0.9314	418.0852	0.058195	0.094141	0.8422	0.9783	418.0852	0.063941	0.097981
0.8331	0.9810	422.0072	0.058108	0.093670	0.8444	0.9777	422.0072	0.063800	0.097747
0.8346	0.9806	425.9292	0.058025	0.093205	0.8465	0.9770	425.9292	0.063689	0.097522
0.8361	0.9803	429.8512	0.057949	0.092745	0.8487	0.9754	429.8512	0.063603	0.097286
0.8376	0.9799	433.7732	0.057873	0.092290	0.8508	0.9758	433.7732	0.063517	0.097046
0.8391	0.9796	437.6952	0.057802	0.091840	0.8530	0.9752	437.6952	0.063460	0.096816
0.8405	0.9792	441.6172	0.057735	0.091396	0.8551	0.9745	441.6172	0.063372	0.096589
0.8420	0.9789	445.5392	0.057671	0.090956	0.8572	0.9738	445.5392	0.063313	0.096366
0.8434	0.9785	449.4612	0.057610	0.090520	0.8593	0.9732	449.4612	0.063261	0.096147
0.8448	0.9781	453.3832	0.057552	0.090090	0.8614	0.9725	453.3832	0.063215	0.095931
0.8462	0.9778	457.3052	0.057493	0.089664	0.8634	0.9718	457.3052	0.063184	0.095719
0.8475	0.9774	461.2272	0.057447	0.089245	0.8655	0.9710	461.2272	0.063153	0.095508
0.8489	0.9771	465.1492	0.057398	0.088825	0.8676	0.9703	465.1492	0.063141	0.095300
0.8502	0.9767	469.0712	0.057353	0.088411	0.8696	0.9696	469.0712	0.063132	0.095094
0.8515	0.9763	472.9932	0.057310	0.088003	0.8717	0.9688	472.9932	0.063131	0.094890
0.8528	0.9750	476.9152	0.057270	0.087598	0.8737	0.9680	476.9152	0.063140	0.094686
0.8541	0.9756	480.8372	0.057232	0.087197	0.8757	0.9672	480.8372	0.063155	0.094483
0.8554	0.9753	484.7592	0.057197	0.086800	0.8778	0.9664	484.7592	0.063185	0.094283
0.8567	0.9749	488.6812	0.057165	0.086407	0.8798	0.9655	488.6812	0.063221	0.094087
0.8579	0.9745	492.6032	0.057134	0.086018	0.8819	0.9647	492.6032	0.063260	0.093897
0.8592	0.9742	496.5252	0.057107	0.085632	0.8839	0.9638	496.5252	0.063325	0.093712
0.8604	0.9738	500.4472	0.057081	0.085250	0.8860	0.9628	500.4472	0.063394	0.093537
0.8616	0.9734	504.3692	0.057058	0.084871	0.8881	0.9619	504.3692	0.063467	0.093364
0.8628	0.9731	508.2912	0.057037	0.084496	0.8902	0.9609	508.2912	0.063547	0.093194
0.8640	0.9727	512.2132	0.057013	0.084125	0.8924	0.9598	512.2132	0.063634	0.093029
0.8652	0.9723	516.1352	0.056987	0.083756	0.8945	0.9587	516.1352	0.063726	0.092869
0.8663	0.9720	520.0572	0.056966	0.083391	0.8967	0.9576	520.0572	0.063821	0.092713
0.8675	0.9716	523.9792	0.056947	0.083029	0.8990	0.9563	523.9792	0.063924	0.092561
0.8686	0.9712	527.9012	0.056924	0.082670	0.9013	0.9550	527.9012	0.064034	0.092414
0.8698	0.9709	531.8232	0.056903	0.082315	0.9037	0.9537	531.8232	0.064151	0.092272
0.8709	0.9705	535.7452	0.056946	0.081962	0.9062	0.9521	535.7452	0.064272	0.092136
0.8720	0.9701	539.6672	0.056941	0.081612	0.9088	0.9505	539.6672	0.064303	0.092000
0.7030	0.997972	214.1412	0.079910	0.131725	0.6680	0.998637	214.1412	0.100800	0.144813
0.6351	0.998715	198.4532	0.036184	0.136777	0.6449	0.999127	198.4532	0.110442	0.151274
0.6645	0.999273	182.7652	0.009494	0.142545	0.6191	0.999467	182.7652	0.122640	0.158453
0.6405	0.999639	167.0772	0.127188	0.149236	0.5904	0.999688	167.0772	0.138089	0.166625
0.6121	0.999042	151.3692	0.124180	0.157194	0.5581	0.999823	151.3692	0.157682	0.175388
0.5785	0.999936	135.7012	0.147257	0.163661	0.5221	0.999901	135.7012	0.182643	0.185153
0.5391	0.999974	120.0132	0.177903	0.177227	0.4820	0.999944	120.0132	0.214327	0.196450
0.4933	0.999989	104.3252	0.218497	0.189522	0.4374	0.999968	104.3252	0.257191	0.228715
0.4440	0.999993	88.6372	0.273537	0.202635	0.3880	0.999981	88.6372	0.314383	0.232415
0.3814	0.999998	72.9492	0.351878	0.220568	0.3334	0.999988	72.9492	0.397554	0.227475
0.3147	0.999999	57.2612	0.472421	0.233022	0.2734	0.999992	57.2612	0.525536	0.254600
0.2401	0.999999	41.5732	0.632861	0.259432	0.2073	0.999994	41.5732	0.742942	0.272285
0.1571	0.999999	25.3852	1.166673	0.282268	0.1349	0.999995	25.3852	1.245912	0.292278
0.0691	0.999999	10.1972	3.033528	0.307587	0.0555	0.999999	10.1972	3.266564	0.314176
0.0103	0.999997	1.5688	20.146182	0.322260	0.0188	0.999996	1.5688	21.599902	0.327089

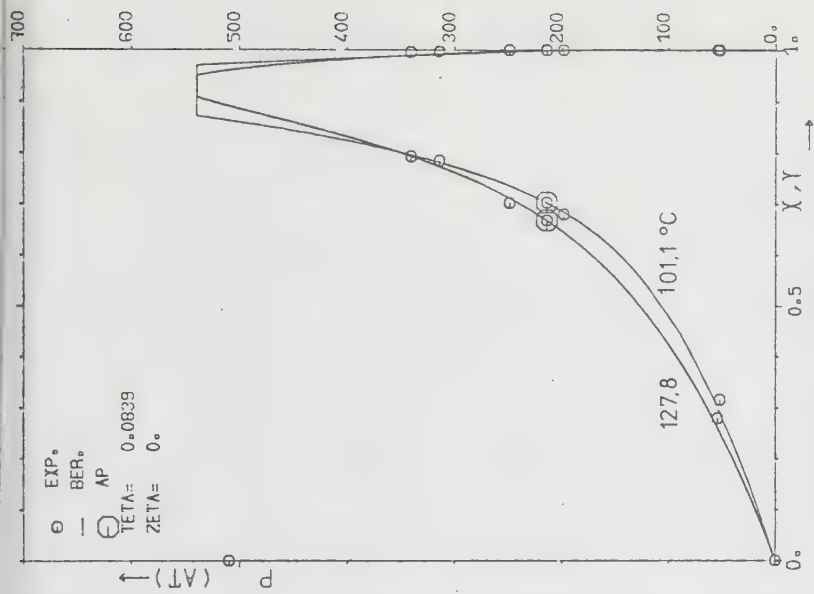


PX-ISO THERME SYSTEM OELSAEURE - CO2 T 5

A11=89.7 B1= 0.02730 AL1=-0.55689

A22=91100.0 B2= 0.30159 AL2=-0.98195

EXPER. DATEN TC2 BRUNNER SYST. NR. 4



PX-ISO THERME SYSTEM OELSAEURE - CO2 T 1

A11=89.7 B1= 0.02730 AL1=-0.55689

A22=91100.0 B2= 0.30159 AL2=-0.98195

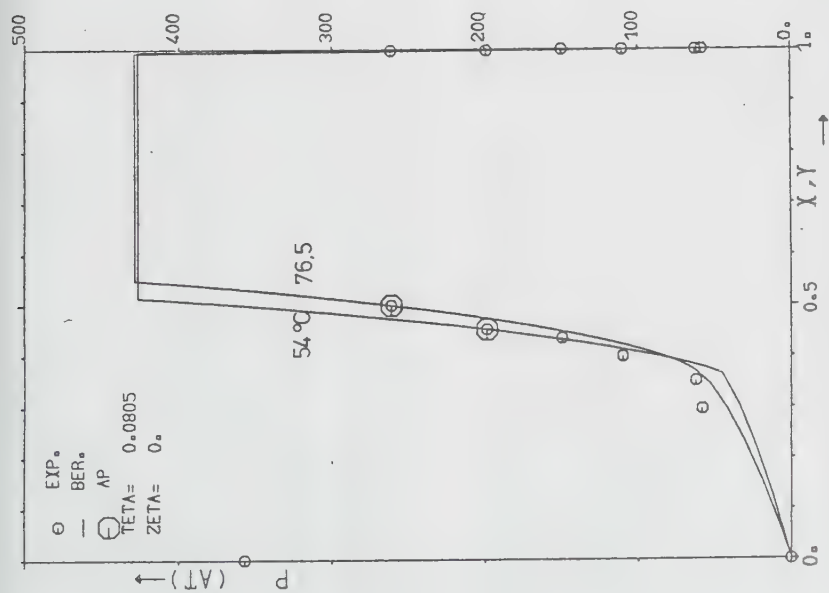
EXPER. DATEN TC2 BRUNNER SYST. NR. 4

Ölsäure (1) - Frigen 13 (2):

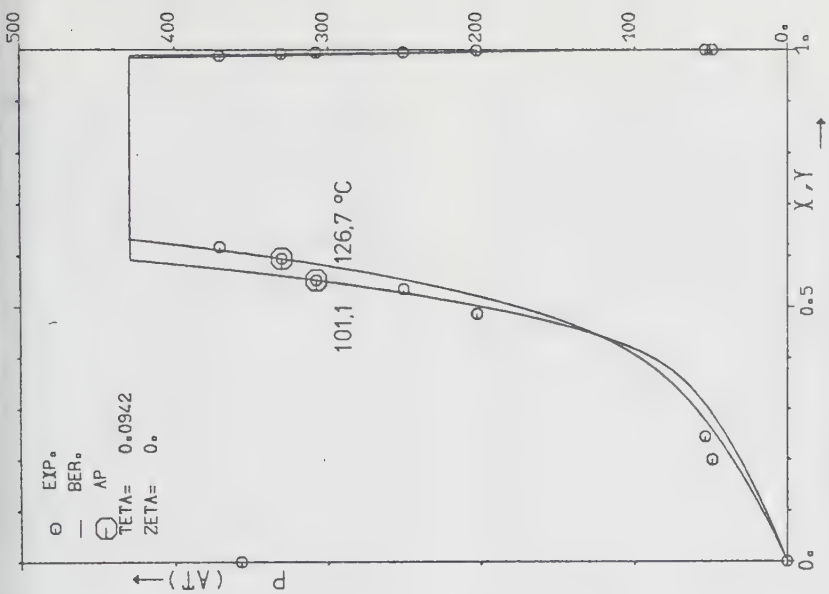
Zusammensetzung der koexistierenden Phasen

x - Phasenumkehr

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		Δp_{rel}
p	x_1	x_2	v_1	v_2	
bar	Molanteile				
54.0 °C					
61.0	0.649	0.351	0.0004	0.9996	4.1 x
108.0	0.601	0.399	0.0002	0.9998	4.3 x
x 195.0	0.548	0.452	0.0022	0.9978	7.2 x
76.5 °C					
57.0	0.704	0.296	0.0001	0.9999	3.3 x
147.0	0.565	0.435	0.0003	0.9997	2.1 x
x 256.5	0.501	0.499	0.0028	0.9972	3.8 x
101.1 °C					
52.5	0.755	0.245	0.0001	0.9999	1.2 x
199.0	0.514	0.486	0.0015	0.9985	7.3 x
x 302.0	0.448	0.552	0.0055	0.9945	4.2 x
126.7 °C					
48.0	0.801	0.199	0.0003	0.9997	3.45
246.0	0.466	0.534	0.0056	0.9944	3.5 x
x 324.0	0.406	0.594	0.0087	0.9913	7.3 x
x 363.5	0.383	0.617	0.1121	0.8879	1.0 x



PI-ISOTHERME SYSTEM OELSÄURE - F 13 T
 $\lambda_{11}=86.7$ $B1=0.05101$ $\lambda_{L1}=-0.43274$
 $\lambda_{22}=91100.0$ $B2=0.30159$ $\lambda_{L2}=-0.98195$
 EXP DATEN TC2 BRUNNER SYSTEM NR. 5



PI-ISOTHERME SYSTEM OELSÄURE - F 13 T
 $\lambda_{11}=86.7$ $B1=0.05101$ $\lambda_{L1}=-0.43274$
 $\lambda_{22}=91100.0$ $B2=0.30159$ $\lambda_{L2}=-0.98195$
 EXP DATEN TC2 BRUNNER SYSTEM NR. 5

SYSTEM OELSAEURE - MONOCHLORTRIFLUORMETHAN, 54 C
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR.5

SYSTEM OELSAEURE - MONOCHLORTRIFLUORMETHAN 76.5
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR.5

TETA X Y P(ATT) T(K)
0.08047 0.45200 0.99780 195.84540 327.15

TETA X Y P(ATT)
0.08822 0.49900 0.99720 251.55815 3

BERECHNETE WERTE

X	Y	VG	VL
0.4520	0.9977	198.8654	0.035605
0.4560	0.9976	207.8270	0.034755
0.4598	0.9975	220.8785	0.033970
0.4635	0.9973	231.7702	0.033241
0.4670	0.9972	242.7718	0.032562
0.4705	0.9970	253.7534	0.031927
0.4738	0.9969	264.7350	0.031331
0.4770	0.9968	275.7165	0.030769
0.4802	0.9966	286.6982	0.030246
0.4830	0.9966	299.4435	0.0298113
0.4817	0.9966	292.1290	0.029927
0.4825	0.9965	294.9044	0.029932
0.4832	0.9965	297.6798	0.029974
0.4840	0.9965	300.4252	0.029961
0.4847	0.9964	303.1709	0.029950
0.4855	0.9964	305.9160	0.029932
0.4862	0.9964	308.6614	0.029926
0.4869	0.9963	311.4068	0.029915
0.4877	0.9963	314.1522	0.029908
0.4884	0.9963	316.8975	0.029892
0.4891	0.9963	319.6430	0.0298816
0.4898	0.9962	322.3884	0.029873
0.4905	0.9962	325.1338	0.0298599
0.4912	0.9962	327.8792	0.0298492
0.4919	0.9961	330.6245	0.0298367
0.4926	0.9961	333.3700	0.0298284
0.4933	0.9961	336.1154	0.0298181
0.4940	0.9960	338.8608	0.0298059
0.4947	0.9960	341.6062	0.0297919
0.4953	0.9960	344.3515	0.0297738
0.4960	0.9959	347.0970	0.0297582
0.4967	0.9959	349.8424	0.0297486
0.4973	0.9959	352.5878	0.0297351
0.4980	0.9959	355.3332	0.0297195
0.4986	0.9958	358.0785	0.0297040
0.4993	0.9958	360.8239	0.0296885
0.4999	0.9958	363.5694	0.0296721
0.5006	0.9957	366.3148	0.0296547
0.5012	0.9957	369.0602	0.0296373
0.5018	0.9957	371.8056	0.0296199
0.5024	0.9957	374.5510	0.0296025
0.5031	0.9956	377.2964	0.0295851
0.5037	0.9956	380.0418	0.0295677
0.5043	0.9956	382.7872	0.0295503
0.5049	0.9955	385.5326	0.0295329
0.5055	0.9955	388.2780	0.0295155
0.5061	0.9955	391.0234	0.0294981
0.5067	0.9955	393.7688	0.0294807
0.5073	0.9954	396.5142	0.0294633
0.5079	0.9954	399.2596	0.0294459
0.5085	0.9954	402.0050	0.0294285
0.5091	0.9954	404.7504	0.0294111
0.5097	0.9953	407.4958	0.0293937
0.5103	0.9953	410.2412	0.0293763
0.5108	0.9953	412.9866	0.0293589
0.5114	0.9952	415.7320	0.0293415
0.5120	0.9952	418.4774	0.0293241
0.5126	0.9952	421.2228	0.0293067
0.5131	0.9952	423.9682	0.0292893
0.5137	0.9951	426.7136	0.0292719

BERECHNETE WERTE

X	Y	VG	VL
0.4990	0.9957	261.5582	0.036642
0.5030	0.9955	272.5398	0.035887
0.5068	0.9953	283.5214	0.035183
0.5105	0.9951	294.5030	0.034524
0.5114	0.9951	297.2484	0.034366
0.5123	0.9950	299.9938	0.034211
0.5132	0.9950	302.7392	0.034056
0.5141	0.9949	305.4846	0.033905
0.5149	0.9949	308.2300	0.033756
0.5158	0.9948	310.9754	0.033610
0.5167	0.9948	313.7208	0.033465
0.5175	0.9947	316.4662	0.033322
0.5184	0.9947	319.2115	0.033182
0.5192	0.9946	321.9570	0.033044
0.5201	0.9946	324.7024	0.032907
0.5209	0.9945	327.4478	0.032772
0.5217	0.9945	330.1932	0.032634
0.5226	0.9944	332.9385	0.032500
0.5234	0.9944	335.6840	0.032363
0.5242	0.9943	338.4294	0.032225
0.5250	0.9943	341.1748	0.032087
0.5258	0.9942	343.9202	0.031950
0.5266	0.9942	346.6656	0.031813
0.5274	0.9941	349.4110	0.031675
0.5281	0.9941	352.1564	0.031538
0.5289	0.9941	354.9018	0.031402
0.5297	0.9940	357.6472	0.031266
0.5304	0.9940	360.3926	0.031130
0.5312	0.9939	363.1380	0.031000
0.5320	0.9939	365.8834	0.030864
0.5327	0.9938	368.6288	0.030730
0.5334	0.9938	371.3742	0.030596
0.5342	0.9937	374.1196	0.030463
0.5349	0.9937	376.8650	0.030330
0.5356	0.9937	379.6104	0.030197
0.5364	0.9936	382.3558	0.030064
0.5371	0.9936	385.1012	0.029931
0.5378	0.9935	387.8466	0.029798
0.5385	0.9935	390.5920	0.029665
0.5392	0.9934	393.3374	0.029532
0.5399	0.9934	396.0828	0.029399
0.5406	0.9934	398.8282	0.029266
0.5413	0.9933	401.5736	0.029133
0.5420	0.9933	404.3190	0.029000
0.5426	0.9932	407.0644	0.028867
0.5433	0.9932	409.8098	0.028734
0.5440	0.9932	412.5552	0.028601
0.5447	0.9931	415.3006	0.028468
0.5453	0.9931	418.0460	0.028335
0.5460	0.9930	420.7914	0.028202
0.5466	0.9930	423.5368	0.028069
0.5473	0.9929	426.2822	0.027936
0.5479	0.9929	429.0276	0.027803
0.4990	0.9957	261.5582	0.036642
0.4994	0.9950	250.5766	0.038743
0.4906	0.9962	239.5950	0.038823
0.4862	0.9964	228.6134	0.039277
0.4816	0.9966	217.6318	0.039311
0.4768	0.9969	206.6502	0.039144
0.4718	0.9971	195.6685	0.032693
0.4666	0.9973	184.6870	0.034181
0.4611	0.9976	173.7054	0.035635
0.4554	0.9978	162.7238	0.037397
0.4493	0.9981	151.7422	0.039417
0.4428	0.9983	140.7605	0.041171
0.4359	0.9986	129.7790	0.043571
0.4285	0.9988	118.7974	0.047099
0.4205	0.9991	107.8158	0.051231
0.4118	0.9993	96.8342	0.056155
0.4016	0.9996	85.8526	0.062711
0.3907	0.9998	74.8710	0.071491
0.3736	1.0000	63.8894	0.083111
0.3460	1.0000	52.9078	0.101192
0.2964	1.0000	41.9262	0.148393
0.2349	1.0000	30.9445	0.250325
0.1614	1.0000	19.9628	0.439793
0.0771	1.0000	9.9814	0.811383
0.0067	1.0000	0.7452	39.600816

THE 1-TH COMPONENT OF THE INITIAL STEP

0.3645 1.0000 45.1030 0.267399 0.287799
THE 1-TH COMPONENT OF THE INITIAL STEP
0.3357 1.0000 34.1214 0.551902 0.243393
0.2238 1.0000 23.1398 0.944524 0.263714
0.1257 1.0000 12.1582 2.064109 0.238092
0.0129 1.0000 1.1765 23.368386 0.316159
0.0128 1.0000 1.5688 17.475004 0.316125

SYSTEM DELSAEURE - MONOCHLORTRIFLUORMETHAN 101.1 C
EXP. DATEN DR. BRAUNER SYSTEM NR. 3

SYSTEM DELSAEURE - MONOCHLORTRIFLUORMETHAN 126.7 C
EXP. DATEN DR. BRAUNER SYSTEM NR. 3

TETA X Y PLATJ TCKJ
0.09423 0.55200 0.99450 307.95544 374.25

TETA X Y PLATJ TCKJ
0.10120 0.59400 0.99130 330.38928 399.85

BERECHNETE WERTE

X	Y	P	VG	VL
0.5487	0.7926	299.7192	0.389356	0.185615
0.5498	0.7926	302.4645	0.389651	0.185200
0.5509	0.7925	305.2100	0.389463	0.184908
0.5520	0.7924	307.9554	0.389272	0.184679
0.5531	0.7923	310.7103	0.389084	0.184371
0.5541	0.7922	313.4662	0.388899	0.184066
0.5552	0.7921	316.1915	0.388717	0.183764
0.5563	0.7921	318.9170	0.388533	0.183463
0.5573	0.7920	321.6024	0.388360	0.183165
0.5583	0.7919	324.4279	0.388190	0.182870
0.5594	0.7918	327.1732	0.388020	0.182576
0.5604	0.7917	329.9185	0.387853	0.182285
0.5614	0.7917	332.6640	0.387688	0.181996
0.5624	0.7916	335.4094	0.387526	0.181707
0.5634	0.7915	338.1548	0.387366	0.181424
0.5644	0.7914	340.9002	0.387209	0.181142
0.5653	0.7913	343.6455	0.387054	0.180861
0.5663	0.7913	346.3910	0.386902	0.180582
0.5677	0.7912	349.1364	0.386752	0.180306
0.5682	0.7911	351.8818	0.386604	0.180031
0.5692	0.7910	354.6272	0.386453	0.179758
0.5701	0.7910	357.3726	0.386314	0.179487
0.5710	0.7909	360.1180	0.386173	0.179219
0.5720	0.7908	362.8634	0.386033	0.178952
0.5729	0.7907	365.6088	0.385895	0.178687
0.5738	0.7907	368.3542	0.385761	0.178423
0.5747	0.7906	371.1095	0.385629	0.178162
0.5756	0.7905	373.8645	0.385504	0.177902
0.5765	0.7904	376.5904	0.385364	0.177644
0.5774	0.7904	379.3358	0.385230	0.177383
0.5782	0.7903	382.0812	0.385109	0.177131
0.5791	0.7902	384.8266	0.384984	0.176884
0.5800	0.7901	387.5720	0.384861	0.176638
0.5809	0.7901	390.3174	0.384740	0.176391
0.5817	0.7900	393.0628	0.384617	0.176143
0.5825	0.7899	395.8082	0.384500	0.175897
0.5834	0.7899	398.5535	0.384383	0.175653
0.5842	0.7898	401.2990	0.384267	0.175403
0.5850	0.7897	404.0444	0.384153	0.175157
0.5858	0.7896	406.7898	0.384040	0.174911
0.5867	0.7896	409.5352	0.383929	0.174661
0.5875	0.7895	412.2805	0.383817	0.174415
0.5883	0.7894	415.0260	0.383710	0.174171
0.5891	0.7894	417.7714	0.383603	0.173927
0.5899	0.7893	420.5168	0.383497	0.173684
0.5907	0.7892	423.2622	0.383392	0.173441
0.5914	0.7892	426.0075	0.383288	0.173204
0.5922	0.7891	428.7530	0.383186	0.172977
0.5930	0.7891	431.4984	0.383085	0.172750
0.5938	0.7890	434.2438	0.382984	0.172523
0.5946	0.7890	436.9892	0.382884	0.172296
0.5954	0.7889	439.7346	0.382784	0.172069
0.5962	0.7889	442.4800	0.382684	0.171842
0.5970	0.7888	445.2254	0.382584	0.171615
0.5978	0.7888	447.9708	0.382484	0.171388
0.5986	0.7887	450.7162	0.382384	0.171161
0.5994	0.7887	453.4616	0.382284	0.170934
0.5999	0.7886	456.2070	0.382184	0.170707
0.6000	0.7886	458.9524	0.382084	0.170480
0.6001	0.7885	461.6978	0.381984	0.170253
0.6002	0.7885	464.4432	0.381884	0.170026
0.6003	0.7884	467.1886	0.381784	0.169799
0.6004	0.7884	470.0000	0.381684	0.169572
0.6005	0.7883	472.7554	0.381584	0.169345
0.6006	0.7883	475.5108	0.381484	0.169118
0.6007	0.7882	478.2662	0.381384	0.168891
0.6008	0.7882	481.0216	0.381284	0.168664
0.6009	0.7881	483.7770	0.381184	0.168437
0.6010	0.7881	486.5324	0.381084	0.168210
0.6011	0.7880	489.2878	0.380984	0.167983
0.6012	0.7880	492.0432	0.380884	0.167756
0.6013	0.7879	494.7986	0.380784	0.167529
0.6014	0.7879	497.5540	0.380684	0.167302
0.6015	0.7878	500.3094	0.380584	0.167075
0.6016	0.7878	503.0648	0.380484	0.166848
0.6017	0.7877	505.8202	0.380384	0.166621
0.6018	0.7877	508.5756	0.380284	0.166394
0.6019	0.7876	511.3310	0.380184	0.166167
0.6020	0.7876	514.0864	0.380084	0.165940
0.6021	0.7875	516.8418	0.379984	0.165713
0.6022	0.7875	519.5972	0.379884	0.165486
0.6023	0.7874	522.3526	0.379784	0.165259
0.6024	0.7874	525.1080	0.379684	0.165032
0.6025	0.7873	527.8634	0.379584	0.164805
0.6026	0.7873	530.6188	0.379484	0.164578
0.6027	0.7872	533.3742	0.379384	0.164351
0.6028	0.7872	536.1296	0.379284	0.164124
0.6029	0.7871	538.8850	0.379184	0.163897
0.6030	0.7871	541.6404	0.379084	0.163670
0.6031	0.7870	544.3958	0.378984	0.163443
0.6032	0.7870	547.1512	0.378884	0.163216
0.6033	0.7869	549.9066	0.378784	0.162989
0.6034	0.7869	552.6620	0.378684	0.162762
0.6035	0.7868	555.4174	0.378584	0.162535
0.6036	0.7868	558.1728	0.378484	0.162308
0.6037	0.7867	560.9282	0.378384	0.162081
0.6038	0.7867	563.6836	0.378284	0.161854
0.6039	0.7866	566.4390	0.378184	0.161627
0.6040	0.7866	569.1944	0.378084	0.161400
0.6041	0.7865	571.9498	0.377984	0.161173
0.6042	0.7865	574.7052	0.377884	0.160946
0.6043	0.7864	577.4606	0.377784	0.160719
0.6044	0.7864	580.2160	0.377684	0.160492
0.6045	0.7863	582.9714	0.377584	0.160265
0.6046	0.7863	585.7268	0.377484	0.160038
0.6047	0.7862	588.4822	0.377384	0.159811
0.6048	0.7862	591.2376	0.377284	0.159584
0.6049	0.7861	593.9930	0.377184	0.159357
0.6050	0.7861	596.7484	0.377084	0.159130
0.6051	0.7860	599.5038	0.376984	0.158903
0.6052	0.7860	602.2592	0.376884	0.158676
0.6053	0.7859	605.0146	0.376784	0.158449
0.6054	0.7859	607.7700	0.376684	0.158222
0.6055	0.7858	610.5254	0.376584	0.157995
0.6056	0.7858	613.2808	0.376484	0.157768
0.6057	0.7857	616.0362	0.376384	0.157541
0.6058	0.7857	618.7916	0.376284	0.157314
0.6059	0.7856	621.5470	0.376184	0.157087
0.6060	0.7856	624.3024	0.376084	0.156860
0.6061	0.7855	627.0578	0.375984	0.156633
0.6062	0.7855	629.8132	0.375884	0.156406
0.6063	0.7854	632.5686	0.375784	0.156179
0.6064	0.7854	635.3240	0.375684	0.155952
0.6065	0.7853	638.0794	0.375584	0.155725
0.6066	0.7853	640.8348	0.375484	0.155498
0.6067	0.7852	643.5902	0.375384	0.155271
0.6068	0.7852	646.3456	0.375284	0.155044
0.6069	0.7851	649.1010	0.375184	0.154817
0.6070	0.7851	651.8564	0.375084	0.154590
0.6071	0.7850	654.6118	0.374984	0.154363
0.6072	0.7850	657.3672	0.374884	0.154136
0.6073	0.7849	660.1226	0.374784	0.153909
0.6074	0.7849	662.8780	0.374684	0.153682
0.6075	0.7848	665.6334	0.374584	0.153455
0.6076	0.7848	668.3888	0.374484	0.153228
0.6077	0.7847	671.1442	0.374384	0.153001
0.6078	0.7847	673.8996	0.374284	0.152774
0.6079	0.7846	676.6550	0.374184	0.152547
0.6080	0.7846	679.4104	0.374084	0.152320
0.6081	0.7845	682.1658	0.373984	0.152093
0.6082	0.7845	684.9212	0.373884	0.151866
0.6083	0.7844	687.6766	0.373784	0.151639
0.6084	0.7844	690.4320	0.373684	0.151412
0.6085	0.7843	693.1874	0.373584	0.151185
0.6086	0.7843	695.9428	0.373484	0.150958
0.6087	0.7842	698.6982	0.373384	0.150731
0.6088	0.7842	701.4536	0.373284	0.150504
0.6089	0.7841	704.2090	0.373184	0.150277
0.6090	0.7841	706.9644	0.373084	0.150050
0.6091	0.7840	709.7198	0.372984	0.149823
0.6092	0.7840	712.4752	0.372884	0.149596
0.6093	0.7839	715.2306	0.372784	0.149369
0.6094	0.7839	717.9860	0.372684	0.149142
0.6095	0.7838	720.7414	0.372584	0.148915
0.6096	0.7838	723.4968	0.372484	0.148688
0.6097	0.7837	726.2522	0.372384	0.148461
0.6098	0.7837	729.0076	0.372284	0.148234
0.6099	0.7836	731.7630	0.372184	0.148007
0.6100	0.7836	734.5184	0.372084	0.147780
0.6101	0.7835	737.2738	0.371984	0.147553
0.6102	0.7835	740.0292	0.371884	0.147326
0.6103	0.7834	742.7846	0.371784	0.147099
0.6104	0.7834	745.5400	0.371684	0.146872
0.6105	0.7833	748.2954	0.371584	0.146645
0.6106	0.7833	751.0508	0.371484	0.146418
0.6107	0.7832	753.8062	0.371384	0.146191
0.6108	0.7832	756.5616	0.371284	0.145964
0.6109	0.7831	759.3170	0.371184	0.145737
0.6110	0.7831	762.0724	0.371084	0.145510
0.6111	0.7830	764.8278	0.370984	0.145283
0.6112	0.7830	767.5832	0.370884	0.145056
0.6113	0.7829	770.3386	0.370784	0.144829
0.6114	0.7829	773.0940	0.370684	0.144602
0.6115	0.7828	775.8494	0.370584	0.144375
0.6116	0.7828	778.6048	0.370484	0.144148
0.6117	0.7827	781.3602	0.370384	0.143921
0.6118	0.7827	784.1156	0.370284	0.143694
0.6119	0.7826	786.8710	0.370184	0.143467
0.6120	0.7826	789.6264	0.370084	0.143240
0.6121	0.7825	792.3818	0.369984	0.143013
0.6122	0.7825	795.1372	0.369884	

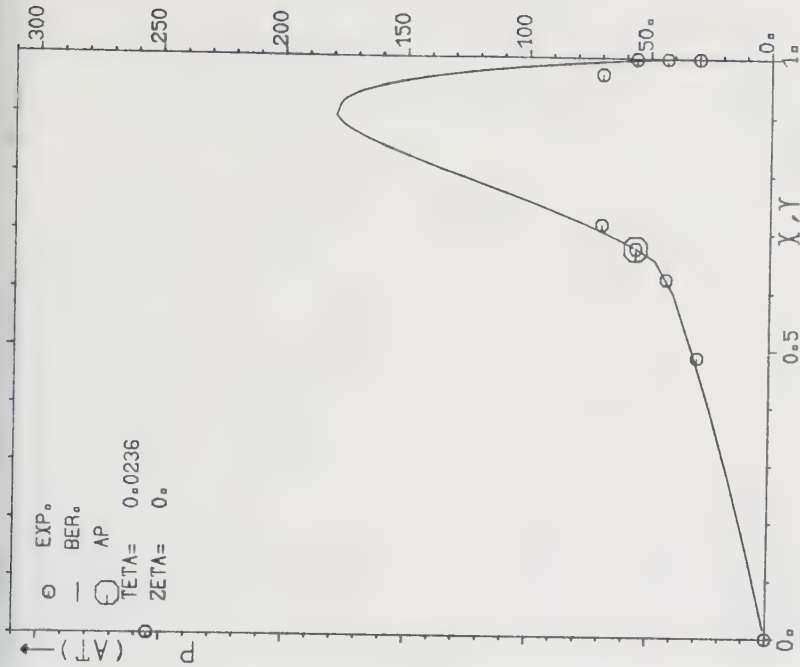
Ölsäure (1) - Frigen 13 B1 (2):

Zusammensetzung der koexistierenden Phasen

x - Phasenumkehr

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		Δp_{rel}	
p	x_1	x_2	y_1	y_2		
bar	Molanteile					
76.3 °C						
	29.2	0.513	0.487	0.0004	0.9996	6.3×10^4
	42.1	0.377	0.623	0.0007	0.9993	1.5×10^5
x	68.4	0.285	0.715	0.028	0.972	1.5×10^6
104.6 °C						
	39.2	0.555	0.445	0.0005	0.9995	5.2×10^3
	66.5	0.396	0.604	0.0012	0.9988	2.0×10^4
x	116.2	0.262	0.738	0.011	0.989	7.6×10^6
128.4 °C						
	48.1	0.553	0.447	0.0008	0.9992	9.7×10^2
	86.0	0.398	0.602	0.0011	0.9989	2.3×10^3
x	151.4	0.232	0.768	0.0166	0.9834	8.8×10^5

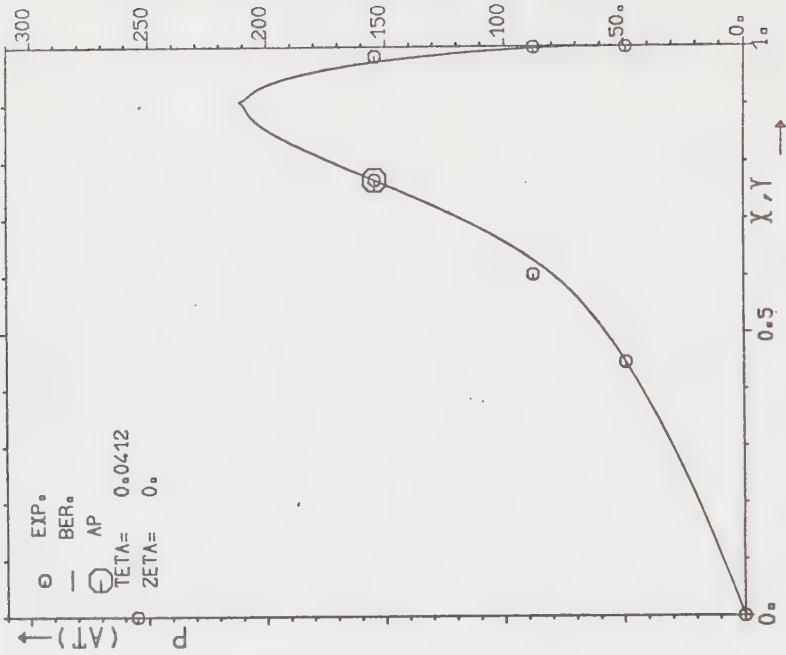
TETA	X	Y	PCATJ	TKKJ
0.02360	3.67500	0.99900	55.77868	359.451
BERECHNETE WERTE				
X	Y	VL	VG	VL
0.6750	0.9974	35.7787	0.135600	0.163209
0.6916	0.9953	65.8227	0.127012	0.159288
0.7166	0.9933	71.4667	0.121457	0.155733
0.7406	0.9912	76.3107	0.117442	0.152419
0.7633	0.9890	87.1547	0.114373	0.149278
0.7865	0.9868	94.9987	0.111956	0.146266
0.8089	0.9844	102.8427	0.110020	0.143351
0.8310	0.9820	110.6167	0.108464	0.140508
0.8529	0.9794	118.5337	0.107222	0.137714
0.8750	0.9765	126.3747	0.106252	0.134880
0.8966	0.9737	134.2187	0.105533	0.132186
0.9187	0.9705	142.0627	0.105057	0.129392
0.9412	0.9680	149.9067	0.104830	0.126551
0.9645	0.9654	157.7507	0.104920	0.123582
0.9890	0.9628	165.5947	0.105424	0.120518
1.0133	0.9603	167.5577	0.113645	0.116318
1.0374	0.9574	169.5167	0.105927	0.111561
1.0617	0.9546	171.4777	0.105288	0.117674
1.0865	0.9522	173.4387	0.106764	0.116553
1.1080	0.9497	175.3997	0.107443	0.115547
1.1307	0.9470	177.3607	0.108619	0.114159
1.1539	0.9449	179.3217	0.112228	0.112226
1.1774	0.9424	55.7787	0.135600	0.163209
1.2000	0.9393	47.9347	0.153903	0.167024
1.2226	0.9365	40.0907	0.430323	0.181169
1.2451	0.9333	32.2467	0.655078	0.203610
1.2675	0.9300	24.4127	0.900964	0.228653
1.2900	0.9265	16.5587	1.587921	0.256146
1.3121	0.9230	8.7147	3.256186	0.286337
1.3345	0.9194	0.6707	46.69058	0.317359
1.3569	0.9150	1.0903	27.718401	0.318884



PX-ISOTHERME SYSTEM OELSAEURE - F1381 T 76.3 C
A11=146.9 B1= 0.05829 AL1=-0.47849
A22=91100.0 B2= 0.30159 AL2=-0.98195
EXP. DATEN TC2 BRUNNER SYSTEM NR. 6

SYSTEM OLSAETURE - MONOBROMTRIFLUORMETHAN, 128.6 C
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 6

TETA	X	Y	PLATJ	TKKJ
0.04124	0.76800	0.98340	154.38561	405.55
BERECHNETE WERTE				
X	Y	VG	VL	
0.7680	0.9741	154.3855	0.120740	0.148293
0.7020	0.9677	162.2296	0.118986	0.145073
0.7055	0.9685	164.1506	0.118611	0.144249
0.7090	0.9673	166.1118	0.117921	0.143466
0.7925	0.9649	176.0133	0.117631	0.141892
0.7960	0.9633	178.0346	0.117352	0.141120
0.7990	0.9619	175.7755	0.117093	0.140240
0.8032	0.9606	175.9266	0.116862	0.139446
0.8104	0.9590	177.9175	0.116553	0.138607
0.8141	0.9574	179.8785	0.116268	0.137782
0.8179	0.9557	181.8195	0.116008	0.136950
0.8217	0.9540	183.8005	0.116173	0.136109
0.8255	0.9521	185.7615	0.116065	0.135258
0.8295	0.9502	187.7226	0.115985	0.134394
0.8335	0.9481	189.6635	0.115935	0.133515
0.8377	0.9459	191.6445	0.115910	0.132616
0.8420	0.9436	193.6055	0.115939	0.131696
0.8464	0.9411	195.5666	0.116101	0.130747
0.8511	0.9383	197.5175	0.116111	0.129762
0.8561	0.9352	199.4485	0.116281	0.128733
0.8615	0.9317	201.4495	0.116326	0.127636
0.8675	0.9277	203.4105	0.116872	0.126441
0.8745	0.9228	205.3715	0.117360	0.125168
0.8835	0.9151	207.3325	0.118170	0.123387
0.8982	0.9092	209.2935	0.119057	0.120793
0.9060	0.9050	211.2545	0.119405	0.119405



PX-ISOTHERMIE SYSTEM OLSAETURE - F1381 T
A11=146.9 B1= 0.05829 AL1=-0.47849
A22=91100.0 B2= 0.30159 AL2=-0.98195
EXP. DATEN TC2 BRUNNER SYSTEM NR. 6

0.7680	0.9741	154.3855	0.120740	0.148293
0.7540	0.9701	146.5415	0.122942	0.151553
0.7397	0.961693	138.6975	0.125076	0.154684
0.7250	0.984974	130.8535	0.129269	0.158115
0.7098	0.987599	123.0206	0.133113	0.161584
0.6939	0.990570	115.1656	0.138171	0.165630
0.6769	0.993963	107.3116	0.145748	0.169311
0.6586	0.997366	99.4776	0.155272	0.173213
0.6385	0.996349	91.6136	0.168871	0.178630
0.6156	0.998249	83.7695	0.189545	0.184303
0.5886	0.999189	75.9456	0.222599	0.190321
0.5557	0.999671	68.1016	0.273715	0.198104
0.5157	0.999862	60.2575	0.34631	0.207338
0.4689	0.999735	52.4135	0.437211	0.218334
0.4156	0.999054	44.5696	0.559760	0.230388
0.3564	0.999078	36.7253	0.730995	0.244912
0.2916	0.999785	28.8816	0.991021	0.260374
0.2225	0.999688	21.0376	1.440030	0.277286
0.1437	0.999988	13.1437	2.416313	0.295595
0.0605	0.999982	5.3496	6.241124	0.315675

Ölsäure (1) - Propan (2):

Zusammensetzung der koexistierenden Phasen

Druck	flüssige Phase		gasförmige Phase		Δp_{rel}
P	x_1	x_2	y_1	y_2	
bar	Molanteile				

107,5 °C

23.1	0.481	0.519	0.0002	0.9998	832
39.2	0.271	0.729	0.0000	> 0.9999	(59)
113.3	0.086	0.914	0.079	0.921	

128.1 °C

21.6	0.587	0.413	0.0000	> 0.9999	-
38.7	0.399	0.601	0.0002	0.9998	1.3 x 10
63.1	0.217	0.783	0.0036	0.9964	4.5 x 10
104.5	0.069	0.931	0.072	0.928	
339.7	0.076	0.924	0.070	0.930	

Methylenchlorid (1) - CO₂ (2)

P_{abs}	T	flüss. Phase		gasf. Phase	
		x_1	x_2	y_1	y_2
bar	°C	Molanteile			
53,0	100,9	0,873	0,127	0,241	0,759
53,5	129	0,870	0,130	0,324	0,676
56,0	54,6	0,686	0,314	0,106	0,894
53,0	77,4	0,821	0,179	0,192	0,808

System Squalan (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

(Meßreihen Nr. 2 und 3 nach Überprüfung und Verbesserung des Temperaturprofils im Autoklaven).

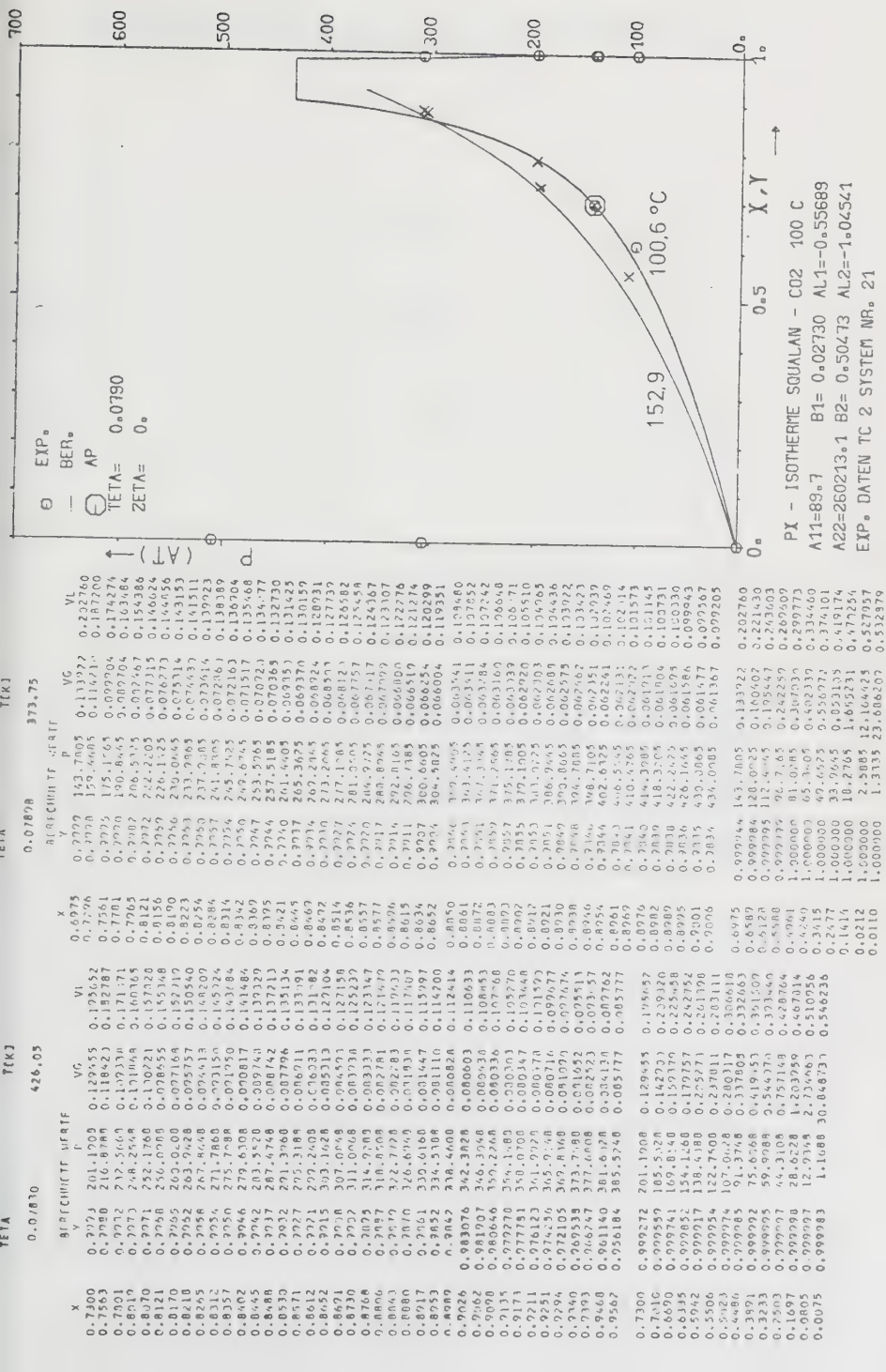
P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase		Meßreihe Nr.
		x ₁	x ₂	y ₁	y ₂	
bar	°C	Mol%				
35,0	70,0	0,651	0,349	0,00001	0,99999	2
56,5	70,0	0,495	0,505	0,0001	0,9999	1
72,0	70,0	0,418	0,582	0,0001	0,9999	2
93,0	70,0	0,342	0,658	0,00002	0,99999	1
109,0	70,0	0,295	0,705	0,0001	0,9999	1
131,0	70,0	0,254	0,746	0,0003	0,9997	2
150,0	70,0	-	-	0,0014	0,9986	1
167,5	70,0	0,203	0,797	0,0008	0,9992	2
195,0	70,0	0,206	0,794	0,0023	0,9977	1
236,0	70,0	0,153	0,847	0,0036	0,9964	2
248,0	70,0	0,169	0,831	0,0045	0,9955	1
284,0	70,0	0,124	0,876	0,0066	0,9934	2
301,0	70,0	0,130	0,870	0,0068	0,9932	1
101,0	100,6	0,386	0,614	0,00004	0,99996	1
139,0	100,0	0,306	0,694	0,0001	0,9999	3
196,0	100,6	0,215	0,785	0,0006	0,9994	1
304,0	100,6	0,116	0,884	0,0071	0,9929	1
300,5	100,7	0,120	0,880	-	-	1
79,0	150,0	0,564	0,436	0,0002	0,9998	3
107,5	152,9	0,447	0,553	0,0002	0,9998	1
141	150,0	0,377	0,623	0,0003	0,9997	3
180	149,8	0,315	0,685	-	-	3
193,5	152,9	0,270	0,730	0,0007	0,9993	1
303,0	152,9	0,144	0,856	0,0050	0,9950	1

SYSTEM C02 - SQUALIAN
EXPERIMENTELLE WERTE

70 C

BRUNNER TC2 SYSTEM NR. 21

TETA	X	Y	PIAT3	TKG
0.07409	0.82820	0.99710	213-32542	343.15
BERECHNETE WERTE				
X	Y	VG	VL	
0.8722	0.9759	201.3594	0.064036	0.137199
0.8233	0.9757	205.4814	0.063355	0.136191
0.8253	0.9755	209.4034	0.063115	0.135152
0.8262	0.9753	213.2474	0.062810	0.134125
0.8310	0.9750	217.2474	0.062501	0.133125
0.8339	0.9746	221.1694	0.062193	0.132125
0.8334	0.9746	225.1094	0.061903	0.131123
0.8353	0.9744	229.0134	0.061614	0.130124
0.8366	0.9744	232.9134	0.061324	0.129647
0.8381	0.9744	236.8574	0.061037	0.129647
0.8395	0.9739	240.7794	0.060750	0.128684
0.8409	0.9737	244.7114	0.060461	0.128684
0.8422	0.9736	248.6214	0.060171	0.127142
0.8434	0.9734	252.5454	0.059884	0.126626
0.8447	0.9733	256.4674	0.059594	0.125933
0.8455	0.9731	260.3194	0.059301	0.125264
0.8470	0.9730	264.2114	0.059007	0.124617
0.8480	0.9729	268.1334	0.058712	0.123972
0.8491	0.9727	272.0554	0.058416	0.123327
0.8501	0.9726	275.9774	0.058116	0.122682
0.8511	0.9725	279.8994	0.057817	0.122037
0.8525	0.9724	283.8214	0.057517	0.121392
0.8537	0.9723	287.7434	0.057217	0.120747
0.8546	0.9723	291.6654	0.056916	0.120102
0.8554	0.9721	295.5874	0.056614	0.119457
0.8564	0.9721	299.5094	0.056311	0.118812
0.8568	0.9719	303.4314	0.056008	0.118167
0.8582	0.9718	307.3534	0.055703	0.117522
0.8585	0.9717	311.2754	0.055398	0.116877
0.8598	0.9717	315.1974	0.055093	0.116232
0.8600	0.9715	319.1194	0.054788	0.115587
0.8600	0.9715	323.0414	0.054483	0.114942
0.8606	0.9715	326.9634	0.054178	0.114297
0.8611	0.9715	330.8854	0.053873	0.113652
0.8617	0.9715	334.8074	0.053568	0.113007
0.8621	0.9714	338.7294	0.053263	0.112362
0.8626	0.9713	342.6514	0.052958	0.111717
0.8630	0.9713	346.5734	0.052653	0.111072
0.8639	0.9713	350.4954	0.052348	0.110427
0.8642	0.9713	354.4174	0.052043	0.109782
0.8646	0.9712	358.3394	0.051738	0.109137
0.8653	0.9712	362.2614	0.051433	0.108492
0.8659	0.9712	366.1834	0.051128	0.107847
0.8656	0.9712	370.1054	0.050823	0.107202
0.8656	0.9712	374.0274	0.050518	0.106557
0.8656	0.9712	377.9494	0.050213	0.105912
0.8656	0.9712	381.8714	0.049908	0.105267
0.8656	0.9712	385.7934	0.049603	0.104622
0.8656	0.9712	389.7154	0.049298	0.103977
0.8656	0.9712	393.6374	0.048993	0.103332
0.8656	0.9712	397.5594	0.048688	0.102687
0.8656	0.9712	401.4814	0.048383	0.102042
0.8656	0.9712	405.4034	0.048078	0.101397
0.8656	0.9712	409.3254	0.047773	0.100752
0.8656	0.9712	413.2474	0.047468	0.100107
0.8656	0.9712	417.1694	0.047163	0.099462
0.8656	0.9712	421.0914	0.046858	0.098817
0.8656	0.9712	425.0134	0.046553	0.098172
0.8656	0.9712	428.9354	0.046248	0.097527
0.8656	0.9712	432.8574	0.045943	0.096882
0.8656	0.9712	436.7794	0.045638	0.096237
0.8656	0.9712	440.7014	0.045333	0.095592
0.8656	0.9712	444.6234	0.045028	0.094947
0.8656	0.9712	448.5454	0.044723	0.094302
0.8656	0.9712	452.4674	0.044418	0.093657
0.8656	0.9712	456.3894	0.044113	0.093012
0.8656	0.9712	460.3114	0.043808	0.092367
0.8656	0.9712	464.2334	0.043503	0.091722
0.8656	0.9712	468.1554	0.043198	0.091077
0.8656	0.9712	472.0774	0.042893	0.090432
0.8656	0.9712	475.9994	0.042588	0.089787
0.8656	0.9712	479.9214	0.042283	0.089142
0.8656	0.9712	483.8434	0.041978	0.088497
0.8656	0.9712	487.7654	0.041673	0.087852
0.8656	0.9712	491.6874	0.041368	0.087207
0.8656	0.9712	495.6094	0.041063	0.086562
0.8656	0.9712	499.5314	0.040758	0.085917
0.8656	0.9712	503.4534	0.040453	0.085272
0.8656	0.9712	507.3754	0.040148	0.084627
0.8656	0.9712	511.2974	0.039843	0.083982
0.8656	0.9712	515.2194	0.039538	0.083337
0.8656	0.9712	519.1414	0.039233	0.082692
0.8656	0.9712	523.0634	0.038928	0.082047
0.8656	0.9712	526.9854	0.038623	0.081402
0.8656	0.9712	530.9074	0.038318	0.080757
0.8656	0.9712	534.8294	0.038013	0.080112
0.8656	0.9712	538.7514	0.037708	0.079467
0.8656	0.9712	542.6734	0.037403	0.078822
0.8656	0.9712	546.5954	0.037098	0.078177
0.8656	0.9712	550.5174	0.036793	0.077532
0.8656	0.9712	554.4394	0.036488	0.076887
0.8656	0.9712	558.3614	0.036183	0.076242
0.8656	0.9712	562.2834	0.035878	0.075597
0.8656	0.9712	566.2054	0.035573	0.074952
0.8656	0.9712	570.1274	0.035268	0.074307
0.8656	0.9712	574.0494	0.034963	0.073662
0.8656	0.9712	577.9714	0.034658	0.073017
0.8656	0.9712	581.8934	0.034353	0.072372
0.8656	0.9712	585.8154	0.034048	0.071727
0.8656	0.9712	589.7374	0.033743	0.071082
0.8656	0.9712	593.6594	0.033438	0.070437
0.8656	0.9712	597.5814	0.033133	0.069792
0.8656	0.9712	601.5034	0.032828	0.069147
0.8656	0.9712	605.4254	0.032523	0.068502
0.8656	0.9712	609.3474	0.032218	0.067857
0.8656	0.9712	613.2694	0.031913	0.067212
0.8656	0.9712	617.1914	0.031608	0.066567
0.8656	0.9712	621.1134	0.031303	0.065922
0.8656	0.9712	625.0354	0.031000	0.065277
0.8656	0.9712	628.9574	0.030695	0.064632
0.8656	0.9712	632.8794	0.030390	0.063987
0.8656	0.9712	636.8014	0.030085	0.063342
0.8656	0.9712	640.7234	0.029780	0.062697
0.8656	0.9712	644.6454	0.029475	0.062052
0.8656	0.9712	648.5674	0.029170	0.061407
0.8656	0.9712	652.4894	0.028865	0.060762
0.8656	0.9712	656.4114	0.028560	0.060117
0.8656	0.9712	660.3334	0.028255	0.059472
0.8656	0.9712	664.2554	0.027950	0.058827
0.8656	0.9712	668.1774	0.027645	0.058182
0.8656	0.9712	672.0994	0.027340	0.057537
0.8656	0.9712	676.0214	0.027035	0.056892
0.8656	0.9712	679.9434	0.026730	0.056247
0.8656	0.9712	683.8654	0.026425	0.055602
0.8656	0.9712	687.7874	0.026120	0.054957
0.8656	0.9712	691.7094	0.025815	0.054312
0.8656	0.9712	695.6314	0.025510	0.053667
0.8656	0.9712	699.5534	0.025205	0.053022
0.8656	0.9712	703.4754	0.024900	0.052377
0.8656	0.9712	707.3974	0.024595	0.051732
0.8656	0.9712	711.3194	0.024290	0.051087
0.8656	0.9712	715.2414	0.023985	0.050442
0.8656	0.9712	719.1634	0.023680	0.049797
0.8656	0.9712	723.0854	0.023375	0.049152
0.8656	0.9712	727.0074	0.023070	0.048507
0.8656	0.9712	730.9294	0.022765	0.047862
0.8656	0.9712	734.8514	0.022460	0.047217
0.8656	0.9712	738.7734	0.022155	0.046572
0.8656	0.9712	742.6954	0.021850	0.045927
0.8656	0.9712	746.6174	0.021545	0.045282
0.8656	0.9712	750.5394	0.021240	0.044637
0.8656	0.9712	754.4614	0.020935	0.043992
0.8656	0.9712	758.3834	0.020630	0.043347
0.8656	0.9712	762.3054	0.020325	0.042702
0.8656	0.9712	766.2274	0.020020	0.042057
0.8656	0.9712	770.1494	0.019715	0.041412
0.8656	0.9712	774.0714	0.019410	0.040767
0.8656	0.9712	777.9934	0.019105	0.040122
0.8656	0.9712	781.9154	0.018800	0.039477
0.8656	0.9712	785.8374	0.018495	0.038832
0.8656	0.9712	789.7594	0.018190	0.038187
0.8656	0.9712	793.6814	0.017885	0.037542
0.8656	0.9712	797.6034	0.017580	0.036897
0.8656	0.9712	801.5254	0.017275	0.036252
0.8656	0.9712	805.4474	0.016970	0.035607
0.8656	0.9712	809.3694	0.016665	0.034962
0.8656	0.9712	813.2914	0.016360	0.034317
0.8656	0.9712	817.2134	0.016055	0.033672
0.8656	0.9712	821.1354	0.015750	0.033027
0.8656	0.9712	825.0574	0.015445	0.032382
0.8656	0.9712	828.9794	0.015140	0.031737
0.8656	0.9712	832.9014	0.014835	0.031092
0.8656	0.9712	836.8234	0.014530	0.030447
0.8656	0.9712	840.7454	0.014225	0.029802
0.8656	0.9712	844.6674	0.013920	0.029157
0.8656	0.9712	848.5894	0.013615	0.028512
0.8656	0.9712	852.5114	0.013310	0.027867
0.8656	0.9712	856.4334	0.013005	0.027222
0.8656	0.9712	860.3554	0.012700	0.026577
0.8656	0.9712	864.2774	0.012395	0.025932
0.8656	0.9712	868.1994	0.012090	0.025287
0.8656	0.9712	872.1214	0.011785	0.024642
0.8656	0.9712	876.0434	0.011480	0.023997
0.8656	0.9712	879.9654	0.011175	0.023352
0.8656	0.9712	883.8874	0.010870	0.022707
0.8656	0.9712	887.8094	0.010565	0.022062
0.8656	0.9712	891.7314	0.010260	0.021417
0.8656	0.9712	895.6534	0.009955	0.020772
0.8656	0.9712	899.5754	0.009650	0.020127
0.8656	0.9712	903.4974	0.009345	0.019482
0.8656	0.9712	907.4194	0.009040	0.018837
0.8656	0.9712	911.3414	0.008735	0.018192
0.8				



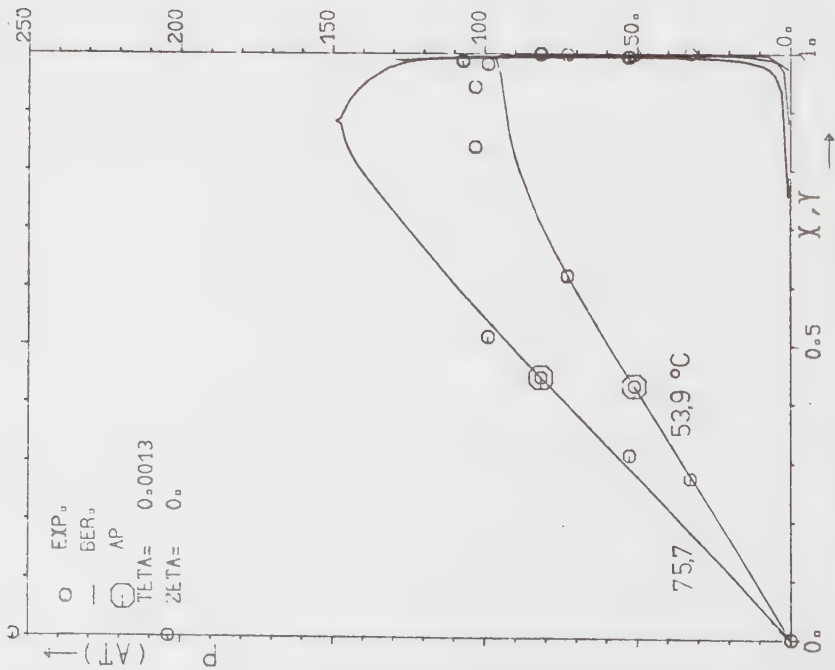
Phasengleichgewichte im System Aceton (1) - Kohlendioxid (2)

P _{abs} [bar]	T [°C]	flüssige Phase		gasf. Phase	
		x ₁	x ₂	y ₁	y ₂
				[Molanteile]	
51,0	54,1	0,507	0,493	0,0336	0,9664
51,0	75,3	0,744	0,256	0,0790	0,9210
51,0	101,1	0,866	0,134	0,1184	0,8816
51,0	124,2	0,899	0,101	0,1802	0,8198

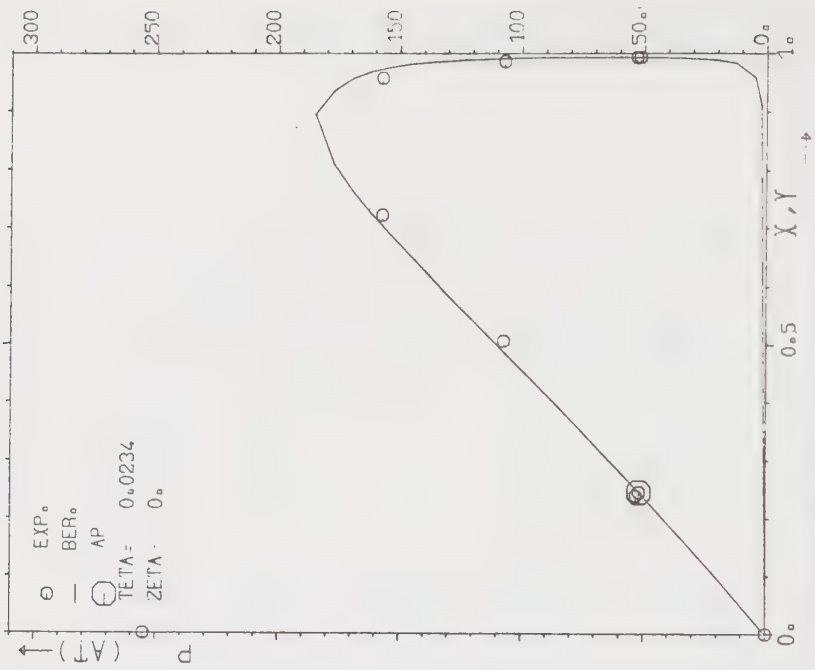
Phasengleichgewichte im System Dimethylformamid (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

T	P _{abs}	flüss. Phase		gasf. Phase		
		x ₁	x ₂	y ₁	y ₂	
[°C]	[bar]	[Molanteile]		[Molanteile]		
53,9	32,0	0,727	0,273	-	-	
	71,5	0,382	0,618	0,0021	0,9979	
	71,5	0,380	0,620	0,0006	0,9994	
	101,0	0,160	0,840	0,0571	0,9429	
	204,5	0,085	0,915	0,080	0,920	(einphasig)
75,6	51,6	0,688	0,312	0,0054	0,9946	
	97,0	0,486	0,514	0,018	0,982	
	148,5	0,152	0,848	0,152	0,848	(einphasig)
	201	0,08	0,92	0,08	0,92	(")
100	52,0	0,761	0,239	0,0066	0,9934	
	105,0	0,494	0,506	0,0135	0,9865	
	154,0	0,278	0,722	0,0424	0,9576	
	255,0	0,197	0,803	0,192	0,808	(einphasig)



PX-ISOTHERME CO2 - DIMETHYLFORMAMID
 A11=89.7 B1= 0.02730 AL1=-0.55689



PX-ISOTHERME CO2 - DIMETHYLFORMAMID T = 100 °C
 A11=89.7 B1= 0.02730 AL1=-0.55689

SYSTEM DIMETHYLFORMANID — KOHLENDIOXID
EXPERIMENTELLE DATEN: MESSUNGEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 36

TEFA	X	Y	P(CAT)	TKJ	TEFA	X	Y	P(CAT)	TKJ	TEFA	X	Y	P(CAT)	TKJ
0.00135	0.43000	0.99900	50.98600	327.05	0.03344	0.44500	0.99900	81.57760	348.85	0.02343	0.42500	0.99340	51.69980	373.15
BERECHNETE WERTE														
0.4300	0.7090	50.9760	0.426331	VL	0.4450	0.7170	81.5775	0.555551	VG	0.0334	0.7070	51.6970	0.577035	VL
0.4300	0.7090	50.9760	0.426331	0.062574	0.4450	0.7170	81.5775	0.555551	0.064014	0.0334	0.7070	51.6970	0.577035	0.071030
0.4365	0.7030	63.5760	0.313133	0.059155	0.4792	0.7063	87.0429	0.226324	0.062901	0.2803	0.7030	69.5030	0.345660	0.071631
0.5010	0.7080	69.8115	0.266301	0.057420	0.5139	0.7159	94.1195	0.201741	0.061913	0.3152	0.7030	67.3870	0.340059	0.076412
0.6510	0.7080	76.0768	0.233953	0.055420	0.5482	0.7157	100.4432	0.179373	0.063755	0.3497	0.7030	75.2319	0.333070	0.069226
0.7168	0.7084	82.3120	0.196383	0.054214	0.5821	0.7043	105.6704	0.158192	0.057133	0.3730	0.7030	83.0728	0.272343	0.060373
0.7708	0.7078	88.6372	0.163502	0.053195	0.6021	0.7036	112.7785	0.138531	0.053762	0.4178	0.7020	90.9108	0.258385	0.066967
0.8257	0.7076	90.2060	0.153522	0.053105	0.6092	0.7036	125.5643	0.110741	0.051064	0.4530	0.7020	98.7630	0.223750	0.060370
0.8772	0.7073	91.7748	0.143921	0.053113	0.7005	0.7050	131.7772	0.089733	0.050566	0.4715	0.7020	106.6378	0.203714	0.060370
0.9084	0.7068	93.3435	0.133123	0.053415	0.7305	0.7045	139.6132	0.069035	0.050188	0.4583	0.7020	114.4518	0.187004	0.063095
0.9649	0.7061	94.9124	0.117779	0.056418	0.7710	0.7076	141.1020	0.063363	0.056168	0.5019	0.7020	122.2350	0.167814	0.062972
0.9940	0.7060	96.4812	0.099584	0.059864	0.8149	0.7100	142.7008	0.063470	0.056182	0.5194	0.7045	137.0918	0.147195	0.060370
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.062734	0.8790	0.7077	145.3195	0.061775	0.056412	0.5533	0.7076	151.8270	0.104442	0.060370
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.064444	0.8840	0.7086	145.8064	0.060354	0.056791	0.7146	0.7076	161.5158	0.072071	0.059487
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.068180	0.8971	0.7094	147.4472	0.059312	0.057241	0.7631	0.7076	169.3598	0.072410	0.059487
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.070355	0.93439	0.7079	147.0165	0.058133	0.058133	0.8084	0.7076	177.2338	0.072829	0.059487
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.072365	0.98450	0.7057	81.5775	0.555551	0.064014	0.8959	0.7059	185.0478	0.066547	0.066547
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.074422	0.99411	0.7057	75.3124	0.520733	0.060348	0.9250	0.7059	193.8273	0.057035	0.072829
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.076427	0.99733	0.7071	62.9752	0.324743	0.066104	0.9792	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.078684	0.99937	0.7072	62.9752	0.324743	0.066104	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.080864	0.99937	0.7072	56.6760	0.267478	0.067480	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.082864	0.99937	0.7072	56.6760	0.267478	0.067480	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.084864	0.99937	0.7072	43.9266	0.057218	0.060874	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.086864	0.99937	0.7072	43.9266	0.057218	0.060874	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.088864	0.99937	0.7072	37.6212	0.050157	0.052172	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.090864	0.99937	0.7072	37.6212	0.050157	0.052172	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.092864	0.99937	0.7072	31.3760	0.047332	0.047332	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.094864	0.99937	0.7072	25.1008	0.043924	0.043924	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.096864	0.99937	0.7072	18.8056	0.047742	0.047742	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.098864	0.99937	0.7072	12.5004	0.043311	0.043311	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.100864	0.99937	0.7072	6.2752	0.041800	0.041800	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.102864	0.99937	0.7072	4.1835	0.037396	0.037396	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.104864	0.99937	0.7072	2.0917	0.037372	0.037372	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197
0.9990	0.7090	50.9760	0.426331	0.106864	0.99937	0.7072	0.5229	0.034503	0.034503	0.9920	0.7020	43.3553	0.037110	0.074197

Palmöl (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

T	P	flüss.Phase		gasförm.Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
°C	bar _{abs}	Gew%		Gew%	
75	202	74,7	25,3	0,21	99,7
	308	68,3	31,7	1,17	98,8
	408	62,9	37,1	1,77	98,2
	512	57,2	42,8	3,03	96,9

Phasengleichgewichte im System Glyzerin (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
bar	°C	Molanteile			
149	100,0	0,952	0,048	0,001	0,999
201	100,0	0,942	0,058	0,001	0,999

Tetrahydrofuran (1) - Kohlendioxid (2)

T	P _{abs}	flüss. Phase		gasf. Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
°C	bar	Gew-Anteile			
56,0	51,0	0,693	0,307	0,049	0,951
56,0	70,0	0,604	0,396	0,054	0,946
69,5	49,0	0,789	0,211	0,051	0,949
69,0	52,0	0,760	0,240	0,044	0,956
69,5	148,0	0,155	0,845	0,011	0,989
100,5	52,0	0,902	0,098	0,141	0,859

SYSTEM TETRAHYDROFURAN - KOHLENDIOXID T = 56 °C
EXPERIMENTELLE DATEN MESSUNGEN DR. BRUNNER SYSTEM NR 48

SYSTEM TETRAHYDROFURAN - KOHLENDIOXID T = 69,5 °C
EXPERIMENTELLE DATEN MESSUNGEN DR. BRUNNER SYSTEM NR 49

X Y P T TETA
0.42025 0.96947 52.00572 329.15000 0.11104

X Y P T TETA
0.30440 0.96820 49.95628 342.15000 0.13729

BERECHNETE WERTE

X	Y	P	T	TETA
0.4203	0.9760	52.0057	0.411560	0.070701
0.4677	0.9765	56.8626	0.365014	0.059448
0.5192	0.9770	61.3596	0.324710	0.067389
0.5766	0.9771	66.0365	0.289221	0.066646
0.6425	0.9771	70.7134	0.257349	0.065407
0.7203	0.9763	75.3903	0.228083	0.064389
0.8064	0.9767	80.0673	0.200497	0.063134
0.8270	0.9765	81.2365	0.193755	0.065708
0.8464	0.9766	82.4057	0.187039	0.065491
0.8543	0.9765	83.5750	0.180326	0.067407
0.8608	0.9767	84.7442	0.173595	0.068587
0.8957	0.9767	85.9134	0.165802	0.070012
0.9094	0.9768	87.0826	0.159900	0.071714
0.9217	0.9769	88.2519	0.152817	0.073751
0.9331	0.9769	89.4211	0.145439	0.076221
0.9335	0.9769	90.5903	0.137574	0.079313
0.9532	0.9767	91.7596	0.128805	0.083430
0.9620	0.9754	92.9288	0.116674	0.088351
0.9586	0.9586	94.0980	0.093348	0.093348

VON IKON = 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0

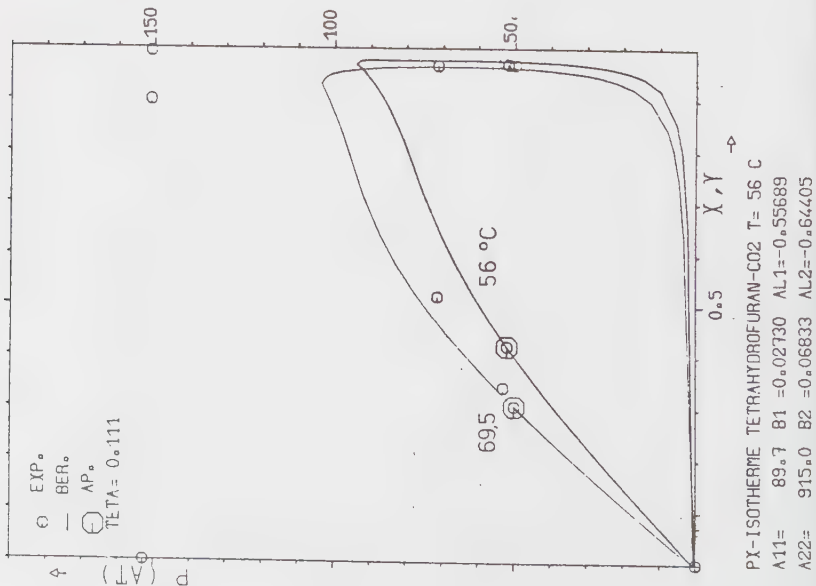
0.4203 0.9760 52.0057 0.411560 0.070701
0.3758 0.9751 47.3288 0.455706 0.072033
0.3335 0.9749 42.6519 0.533061 0.073462
0.2930 0.9722 37.9750 0.615026 0.074572
0.2538 0.9599 33.2380 0.713297 0.075372
0.2156 0.9667 28.6211 0.856301 0.077254
0.1782 0.9521 23.9442 1.047467 0.078350
0.1415 0.9550 19.2673 1.323654 0.079133
0.1053 0.9433 14.5903 1.731640 0.081116
0.0695 0.9201 9.9134 2.637375 0.082395
0.0340 0.8553 5.2365 5.180641 0.083677
0.0222 0.7370 3.6775 7.417303 0.084105
0.0105 0.6530 2.1185 12.934887 0.084533
0.0000 0.0001 0.5596 49.147039 0.084920

BERECHNETE WERTE

X	Y	P	T	TETA
0.3044	0.9622	49.9663	0.465437	0.075285
0.3370	0.9534	54.8432	0.414439	0.075302
0.3708	0.9342	59.3201	0.371018	0.074317
0.4062	0.9047	63.9370	0.333474	0.073329
0.4437	0.8648	68.5740	0.300414	0.072342
0.4839	0.8647	73.3509	0.270354	0.071351
0.5282	0.8641	78.0278	0.244255	0.070339
0.5783	0.8532	82.7047	0.213515	0.069494
0.6380	0.8615	87.3817	0.196340	0.068777
0.7145	0.8593	92.0586	0.173597	0.068726
0.8103	0.8557	96.7355	0.150119	0.071459
0.8344	0.8544	97.9047	0.143873	0.073031
0.8562	0.8529	99.0740	0.137324	0.075251
0.8762	0.8510	100.2432	0.130287	0.078114
0.8951	0.8483	101.4124	0.122361	0.082019
0.9135	0.8430	102.5817	0.111857	0.087915
0.9314	0.8314	103.7509	0.097232	0.097232

VON IKON = 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0

0.3044 0.9622 49.9663 0.465437 0.075285
0.2728 0.9605 45.2894 0.525442 0.077255
0.2421 0.9581 40.6124 0.600982 0.078244
0.2120 0.9550 35.9355 0.694406 0.079222
0.1824 0.9507 31.2586 0.815248 0.080139
0.1533 0.9447 26.5817 0.978034 0.081177
0.1246 0.9359 21.9047 1.203574 0.082155
0.0962 0.9221 17.2278 1.586261 0.083136
0.0580 0.8975 12.5509 2.187376 0.084118
0.0400 0.8437 7.8740 3.543547 0.085104
0.0307 0.8079 6.3150 4.440535 0.085433
0.0214 0.7486 4.7560 5.923389 0.085753
0.0122 0.6317 3.1970 8.844914 0.086092
0.0029 0.2942 1.6361 17.273128 0.086423
0.0000 0.0010 0.0791356 0.07720 0.086545



X
0.15095
0.15003
53.02544
373.65000
T
TETA
0.25572

D:RECHNETE MERITE

X	Y	P	VL
0.1509	53.0254	0.430060	0.066135
0.1652	57.7024	0.085711	0.4361
0.1795	62.3733	0.085364	0.4369
0.1938	67.0502	0.086031	0.4426
0.2081	71.7331	0.086334	0.4453
0.2225	76.4101	0.085175	0.4481
0.2369	81.0870	0.083035	0.4508
0.2514	85.7639	0.080110	0.4535
0.2659	90.4409	0.076902	0.4561
0.2804	95.1177	0.073092	0.4587
0.2949	99.7947	0.068181	0.4613
0.3094	104.4716	0.062506	0.4639
0.3238	109.1485	0.056530	0.4664
0.3383	113.8254	0.050235	0.4690
0.3528	118.5024	0.043233	0.4715
0.3673	123.1793	0.035988	0.4739
0.3818	127.8562	0.028232	0.4764
0.3963	132.5331	0.019934	0.4788
0.4108	137.2100	0.011317	0.4813
0.4253	141.8869	0.002543	0.4837
0.4398	146.5639	0.003714	0.4860
0.4543	151.2408	0.004822	0.4884
0.4688	155.9177	0.005869	0.4907
0.4833	160.5946	0.006846	0.4931
0.4978	165.2715	0.007750	0.4954
0.5123	169.9484	0.008583	0.4977
0.5268	174.6254	0.009346	0.4999
0.5413	179.3023	0.010039	0.5021
0.5558	183.9792	0.010672	0.5043
0.5703	188.6561	0.011245	0.5065
0.5848	193.3330	0.011758	0.5087
0.5993	198.0099	0.012211	0.5109
0.6138	202.6868	0.012654	0.5131
0.6283	207.3637	0.013087	0.5153
0.6428	212.0406	0.013510	0.5175
0.6573	216.7175	0.013923	0.5197
0.6718	221.3944	0.014326	0.5219
0.6863	226.0713	0.014719	0.5241
0.7008	230.7482	0.015112	0.5263
0.7153	235.4251	0.015495	0.5285
0.7298	240.1020	0.015868	0.5307
0.7443	244.7789	0.016231	0.5329
0.7588	249.4558	0.016584	0.5351
0.7733	254.1327	0.016927	0.5373
0.7878	258.8096	0.017260	0.5395
0.8023	263.4865	0.017583	0.5417
0.8168	268.1634	0.017896	0.5439
0.8313	272.8403	0.018199	0.5461
0.8458	277.5172	0.018492	0.5483
0.8603	282.1941	0.018775	0.5505
0.8748	286.8710	0.019048	0.5527
0.8893	291.5479	0.019311	0.5549
0.9038	296.2248	0.019564	0.5571
0.9183	300.9017	0.019807	0.5593
0.9328	305.5786	0.020040	0.5615
0.9473	310.2555	0.020263	0.5637
0.9618	314.9324	0.020476	0.5659
0.9763	319.6093	0.020679	0.5681
0.9908	324.2862	0.020872	0.5703
1.0053	328.9631	0.021055	0.5725
1.0198	333.6400	0.021228	0.5747
1.0343	338.3169	0.021391	0.5769
1.0488	342.9938	0.021544	0.5791
1.0633	347.6707	0.021687	0.5813
1.0778	352.3476	0.021820	0.5835
1.0923	357.0245	0.021953	0.5857
1.1068	361.7014	0.022076	0.5879
1.1213	366.3783	0.022199	0.5901
1.1358	371.0552	0.022312	0.5923
1.1503	375.7321	0.022425	0.5945
1.1648	380.4090	0.022528	0.5967
1.1793	385.0859	0.022621	0.5989
1.1938	389.7628	0.022714	0.6011
1.2083	394.4397	0.022807	0.6033
1.2228	399.1166	0.022890	0.6055
1.2373	403.7935	0.022973	0.6077
1.2518	408.4704	0.023056	0.6099
1.2663	413.1473	0.023139	0.6121
1.2808	417.8242	0.023222	0.6143
1.2953	422.5011	0.023305	0.6165
1.3098	427.1780	0.023388	0.6187
1.3243	431.8549	0.023471	0.6209
1.3388	436.5318	0.023554	0.6231
1.3533	441.2087	0.023637	0.6253
1.3678	445.8856	0.023720	0.6275
1.3823	450.5625	0.023803	0.6297
1.3968	455.2394	0.023886	0.6319
1.4113	459.9163	0.023969	0.6341
1.4258	464.5932	0.024052	0.6363
1.4403	469.2701	0.024135	0.6385
1.4548	473.9470	0.024218	0.6407
1.4693	478.6239	0.024301	0.6429
1.4838	483.3008	0.024384	0.6451
1.4983	487.9777	0.024467	0.6473
1.5128	492.6546	0.024550	0.6495
1.5273	497.3315	0.024633	0.6517
1.5418	502.0084	0.024716	0.6539
1.5563	506.6853	0.024799	0.6561
1.5708	511.3622	0.024882	0.6583
1.5853	516.0391	0.024965	0.6605
1.5998	520.7160	0.025048	0.6627
1.6143	525.3929	0.025131	0.6649
1.6288	530.0698	0.025214	0.6671
1.6433	534.7467	0.025297	0.6693
1.6578	539.4236	0.025380	0.6715
1.6723	544.1005	0.025463	0.6737
1.6868	548.7774	0.025546	0.6759
1.7013	553.4543	0.025629	0.6781
1.7158	558.1312	0.025712	0.6803
1.7303	562.8081	0.025795	0.6825
1.7448	567.4850	0.025878	0.6847
1.7593	572.1619	0.025961	0.6869
1.7738	576.8388	0.026044	0.6891
1.7883	581.5157	0.026127	0.6913
1.8028	586.1926	0.026210	0.6935
1.8173	590.8695	0.026293	0.6957
1.8318	595.5464	0.026376	0.6979
1.8463	600.2233	0.026459	0.7001
1.8608	604.9002	0.026542	0.7023
1.8753	609.5771	0.026625	0.7045
1.8898	614.2540	0.026708	0.7067
1.9043	618.9309	0.026791	0.7089
1.9188	623.6078	0.026874	0.7111
1.9333	628.2847	0.026957	0.7133
1.9478	632.9616	0.027040	0.7155
1.9623	637.6385	0.027123	0.7177
1.9768	642.3154	0.027206	0.7199
1.9913	646.9923	0.027289	0.7221
2.0058	651.6692	0.027372	0.7243
2.0203	656.3461	0.027455	0.7265
2.0348	661.0230	0.027538	0.7287
2.0493	665.7000	0.027621	0.7309
2.0638	670.3769	0.027704	0.7331
2.0783	675.0538	0.027787	0.7353
2.0928	679.7307	0.027870	0.7375
2.1073	684.4076	0.027953	0.7397
2.1218	689.0845	0.028036	0.7419
2.1363	693.7614	0.028119	0.7441
2.1508	698.4383	0.028202	0.7463
2.1653	703.1152	0.028285	0.7485
2.1798	707.7921	0.028368	0.7507
2.1943	712.4690	0.028451	0.7529
2.2088	717.1459	0.028534	0.7551
2.2233	721.8228	0.028617	0.7573
2.2378	726.5000	0.028700	0.7595
2.2523	731.1771	0.028783	0.7617
2.2668	735.8542	0.028866	0.7639
2.2813	740.5313	0.028949	0.7661
2.2958	745.2084	0.029032	0.7683
2.3103	749.8855	0.029115	0.7705
2.3248	754.5626	0.029198	0.7727
2.3393	759.2397	0.029281	0.7749
2.3538	763.9168	0.029364	0.7771
2.3683	768.5939	0.029447	0.7793
2.3828	773.2710	0.029530	0.7815
2.3973	777.9481	0.029613	0.7837
2.4118	782.6252	0.029696	0.7859
2.4263	787.3023	0.029779	0.7881
2.4408	791.9794	0.029862	0.7903
2.4553	796.6565	0.029945	0.7925
2.4698	801.3336	0.030028	0.7947
2.4843	806.0107	0.030111	0.7969
2.4988	810.6878	0.030194	0.7991
2.5133	815.3649	0.030277	0.8013
2.5278	820.0420	0.030360	0.8035
2.5423	824.7191	0.030443	0.8057
2.5568	829.3962	0.030526	0.8079
2.5713	834.0733	0.030609	0.8101
2.5858	838.7504	0.030692	0.8123
2.6003	843.4275	0.030775	0.8145
2.6148	848.1046	0.030858	0.8167
2.6293	852.7817	0.030941	0.8189
2.6438	857.4588	0.031024	0.8211
2.6583	862.1359	0.031107	0.8233
2.6728	866.8130	0.031190	0.8255
2.6873	871.4901	0.031273	0.8277
2.7018	876.1672	0.031356	0.8299
2.7163	880.8443	0.031439	0.8321
2.7308	885.5214	0.031522	0.8343
2.7453	890.1985	0.031605	0.8365
2.7598	894.8756	0.031688	0.8387
2.7743	899.5527	0.031771	0.8409
2.7888	904.2298	0.031854	0.8431
2.8033	908.9069	0.031937	0.8453
2.8178	913.5840	0.032020	0.8475
2.8323	918.2611	0.032103	0.8497
2.8468	922.9382	0.032186	0.8519
2.8613	927.6153	0.032269	0.8541
2.8758	932.2924	0.032352	0.8563
2.8903	936.9695	0.032435	0.8585
2.9048	941.6466	0.032518	0.8607
2.9193	946.3237	0.032601	0.8629
2.9338	950.9998	0.032684	0.8651
2.9483	955.6769	0.032767	0.8673
2.9628	960.3540	0.032850	0.8695
2.9773	965.0311	0.032933	0.8717
2.9918	969.7082	0.033016	0.8739
3.0063	974.3853	0.033099	0.8761
3.0208	979.0624	0.033182	0.8783
3.0353	983.7395	0.033265	0.8805
3.0498	988.4166	0.033348	0.8827
3.0643	993.0937	0.033431	0.8849
3.0788	997.7708	0.033514	0.8871
3.0933	1002.4479	0.033597	0.8893
3.1078	1007.1250	0.033680	0.8915
3.1223	1011.8021	0.033763	0.8937
3.1368	1016.4792	0.033846	0.8959
3.1513	1021.1563	0.033929	0.8981
3.1658	1025.8334	0.034012	0.9003
3.1803	1030.5105	0.034095	0.9025
3.1948	1035.1876	0.034178	0.9047
3.2093	1039.8647	0.034261	0.9069
3.2238	1044.5418	0.034344	0.9091
3.2383	1049.2189	0.034427	0.9113
3.2528	1053.8960	0.034510	0.9135
3.2673	1058.5731	0.034593	0.9157
3.2818	1063.2502	0.034676	0.9179
3.2963	1067.9273	0.034759	0.9201
3.3108	1072.6044	0.034842	0.9223
3.3253	1077.2815	0.034925	0.9245
3.3398	1081.9586	0.035008	0.9267
3.3543	1086.6357	0.035091	0.9289
3.3688	1091.3128	0.035174	0.9311
3.3833	1095.9899	0.035257	0.9333
3.3978	1100.6670	0.035340	0.9355
3.4123	1105.3441		

Phasengleichgewichte im System Wasser (1) - CO₂ (2)

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
	°C	Gew%		Gew%	
20,5	151	99,5	0,5		
50,5	151	98,4	1,6		
93,5	151	97,2	2,8		
140	151	96,2	3,8		
174	151	95,3	4,7		
199	151	95,2	4,8		
154	150	(95,7	4,3)	3,9	96,1
51	150	97,0	3,0	3,8	96,2
105	148,5	97,2	2,8	4,1	95,9
51	150	98,1	1,9	2,5	97,5

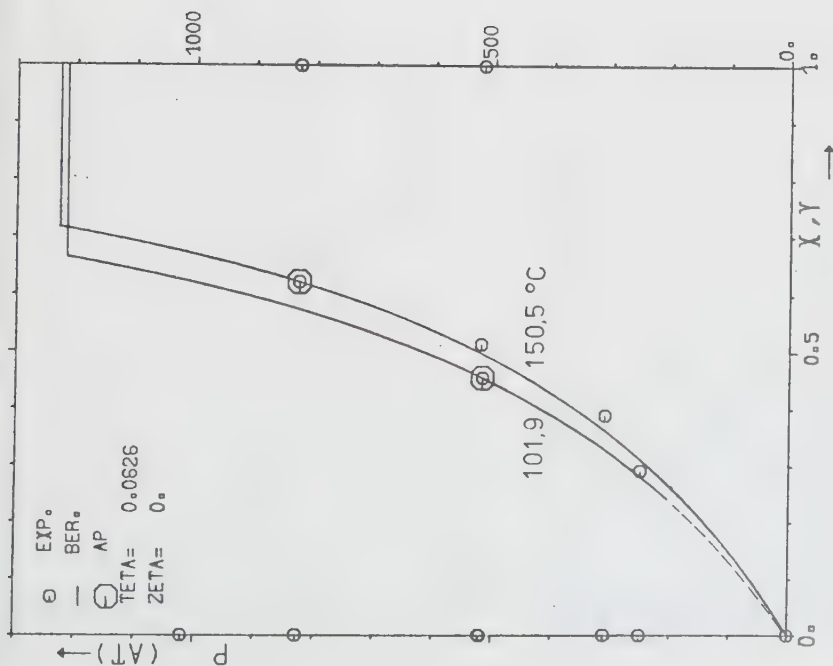
Phasengleichgewichte im System Äthanol (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
	°C	Gew%		Gew%	
55,5	50,0	70,5	29,5	1,8	98,2
53,0	70,0	73,9	26,1	1,9	98,1
52,0	100,0	82,0	18,0	3,5	96,5
52,5	130,0	87,3	12,7	11,9	88,1

Phasengleichgewichte im System Squalan (1) - Wasserstoff (2)

T	P _{abs}	x ₂
°C	bar	Molanteile
54,2	872	0,5075
54,2	308	0,3015
71,0	623	0,468
71,0	502	0,4145
71,0	305	0,3145
101,9	245	0,292
101,9	508	0,4535
150,5	812	0,6205
150,5	510	0,512
150,5	304	0,3885



PI-ISOTHERME SQUALAN - WASSERSTOFF T =
A11=1.3 B1= 0.01847 AL1=-0.19357
A22=260213.1 B2= 0.50473 AL2=-1.04541
EXP. DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 57 MOLANTEILE

TETA	X	Y	PCATJ	TCKJ	TETA	X	Y	PCATJ	TCKJ
0.07865	0.50750	0.99900	889.19584	327.35000	0.06066	0.46800	0.99900	635.28556	344.150

BERECHNETE WERTE					BERECHNETE WERTE				
X	Y	P	VG	VL	X	Y	P	VG	VL
0.5016	1.3000	865.6638	0.046125	0.275287	0.4680	1.3000	635.2856	0.058711	0.294827
0.5036	1.3000	873.5078	0.045976	0.274635	0.4796	1.3000	603.9096	0.060870	0.301193
0.5056	1.3000	881.3518	0.045831	0.273982	0.4907	1.3000	666.6615	0.062777	0.307678
0.5075	1.3000	889.1958	0.045691	0.273253	0.8146	0.8106	698.0375	0.055001	0.293143
0.5094	1.3000	897.0398	0.045555	0.272524					
0.5113	1.3000	904.8839	0.045424	0.271795					
0.5132	1.3000	912.7279	0.045296	0.271066					
0.5151	1.3000	920.5710	0.045173	0.270337					
0.5169	1.3000	928.4158	0.045053	0.269608					
0.5188	1.3000	936.2598	0.044937	0.268879					
0.5206	1.3000	944.1038	0.044825	0.268150					
0.5224	1.3000	951.9478	0.044717	0.267421					
0.5242	1.3000	959.7918	0.044612	0.266692					
0.5259	1.3000	967.6358	0.044511	0.265963					
0.5277	1.3000	975.4798	0.044413	0.265234					
0.5294	1.3000	983.3238	0.044318	0.264505					
0.5311	1.3000	991.1678	0.044226	0.263776					
0.5328	1.3000	999.0118	0.044138	0.263047					
0.5345	1.3000	1006.8558	0.044052	0.262318					
0.5361	1.3000	1014.6998	0.043970	0.261589					
0.5378	1.3000	1022.5438	0.043893	0.260860					
0.5394	1.3000	1030.3878	0.043819	0.260131					
0.5410	1.3000	1038.2318	0.043748	0.259402					
0.5426	1.3000	1046.0758	0.043680	0.258673					
0.5442	1.3000	1053.9198	0.043613	0.257944					
0.5458	1.3000	1061.7638	0.043549	0.257215					
0.5473	1.3000	1069.6078	0.043487	0.256486					
0.5489	1.3000	1077.4518	0.043427	0.255757					
0.5504	1.3000	1085.2958	0.043369	0.255028					
0.5519	1.3000	1093.1398	0.043313	0.254299					
0.5534	1.3000	1100.9838	0.043259	0.253570					
0.5549	1.3000	1108.8278	0.043207	0.252841					
0.5564	1.3000	1116.6718	0.043157	0.252112					
0.5578	1.3000	1124.5158	0.043109	0.251383					
0.5593	1.3000	1132.3598	0.043063	0.250654					
0.5607	1.3000	1140.2038	0.043019	0.249925					
0.5621	1.3000	1148.0478	0.042976	0.249196					
0.5636	1.3000	1155.8918	0.042935	0.248467					
0.5650	1.3000	1163.7358	0.042895	0.247738					
0.5663	1.3000	1171.5798	0.042857	0.247009					
0.5677	1.3000	1179.4238	0.042820	0.246280					
0.5691	1.3000	1187.2678	0.042785	0.245551					
0.5704	1.3000	1195.1118	0.042751	0.244822					
0.5718	1.3000	1202.9558	0.042718	0.244093					
0.5731	1.3000	1210.7998	0.042686	0.243364					
0.5744	1.3000	1218.6438	0.042655	0.242635					
0.5757	1.3000	1226.4878	0.042625	0.241906					

0.5132	1.3000	912.7278	0.044696	0.269110
0.5113	1.3000	924.8838	0.044924	0.270082
0.5094	1.3000	897.0398	0.045155	0.271062
0.5075	1.3000	889.1958	0.045391	0.272053
0.5056	1.3000	881.3518	0.045631	0.273054
0.5036	1.3000	873.5078	0.045876	0.274065
0.5016	1.3000	865.6638	0.046125	0.275087
0.4996	1.3000	857.8198	0.046379	0.276119
0.4976	1.3000	849.9758	0.046638	0.277161
0.4955	1.3000	842.1318	0.046902	0.278213
0.4935	1.3000	834.2878	0.047172	0.279277
0.4914	1.3000	826.4438	0.047446	0.280352
0.4892	1.3000	818.5998	0.047726	0.281440
0.4871	1.3000	810.7558	0.048012	0.282538
0.4853	1.3000	799.3798	0.048214	0.283649
0.4832	1.3000	788.0038	0.048431	0.284775
0.4811	1.3000	776.6278	0.048655	0.285916
0.4790	1.3000	765.2518	0.048885	0.287072
0.4769	1.3000	753.8758	0.049121	0.288243
0.4748	1.3000	742.4998	0.049363	0.289429
0.4727	1.3000	731.1238	0.049611	0.290630
0.4706	1.3000	719.7478	0.049865	0.291846
0.4685	1.3000	708.3718	0.050125	0.293077
0.4664	1.3000	696.9958	0.050391	0.294323
0.4643	1.3000	685.6198	0.050663	0.295585
0.4622	1.3000	674.2438	0.050941	0.296862
0.4601	1.3000	662.8678	0.051225	0.298154
0.4580	1.3000	651.4918	0.051515	0.299461
0.4559	1.3000	640.1158	0.051811	0.300783
0.4538	1.3000	628.7398	0.052113	0.302120
0.4517	1.3000	617.3638	0.052421	0.303472
0.4496	1.3000	605.9878	0.052735	0.304839
0.4475	1.3000	594.6118	0.053055	0.306221
0.4454	1.3000	583.2358	0.053381	0.307618
0.4433	1.3000	571.8598	0.053713	0.309030
0.4412	1.3000	560.4838	0.054051	0.310457
0.4391	1.3000	549.1078	0.054395	0.311900
0.4370	1.3000	537.7318	0.054745	0.313368
0.4349	1.3000	526.3558	0.055101	0.314851
0.4328	1.3000	514.9798	0.055463	0.316359
0.4307	1.3000	503.6038	0.055831	0.317892
0.4286	1.3000	492.2278	0.056205	0.319450
0.4265	1.3000	480.8518	0.056585	0.321033
0.4244	1.3000	469.4758	0.056971	0.322641
0.4223	1.3000	458.0998	0.057363	0.324274
0.4202	1.3000	446.7238	0.057761	0.325932
0.4181	1.3000	435.3478	0.058165	0.327615
0.4160	1.3000	423.9718	0.058575	0.329323
0.4139	1.3000	412.5958	0.058991	0.331056
0.4118	1.3000	401.2198	0.059413	0.332814
0.4097	1.3000	389.8438	0.059841	0.334597
0.4076	1.3000	378.4678	0.060275	0.336405
0.4055	1.3000	367.0918	0.060715	0.338238
0.4034	1.3000	355.7158	0.061161	0.340096
0.4013	1.3000	344.3398	0.061613	0.341979
0.3992	1.3000	332.9638	0.062071	0.343887
0.3971	1.3000	321.5878	0.062535	0.345820
0.3950	1.3000	310.2118	0.063005	0.347761
0.3929	1.3000	298.8358	0.063481	0.349728
0.3908	1.3000	287.4598	0.063963	0.351721
0.3887	1.3000	276.0838	0.064451	0.353740
0.3866	1.3000	264.7078	0.064945	0.355785
0.3845	1.3000	253.3318	0.065445	0.357856
0.3824	1.3000	241.9558	0.065951	0.359953
0.3803	1.3000	230.5798	0.066463	0.362076
0.3782	1.3000	219.2038	0.066981	0.364225
0.3761	1.3000	207.8278	0.067505	0.366400
0.3740	1.3000	196.4518	0.068035	0.368601
0.3719	1.3000	185.0758	0.068571	0.370828
0.3698	1.3000	173.6998	0.069113	0.373081
0.3677	1.3000	162.3238	0.069661	0.375360
0.3656	1.3000	150.9478	0.070215	0.377665
0.3635	1.3000	139.5718	0.070775	0.379996
0.3614	1.3000	128.1958	0.071341	0.382353
0.3593	1.3000	116.8198	0.071913	0.384736
0.3572	1.3000	105.4438	0.072491	0.387145
0.3551	1.3000	94.0678	0.073075	0.389580
0.3530	1.3000	82.6918	0.073665	0.392041
0.3509	1.3000	71.3158	0.074261	0.394528
0.3488	1.3000	59.9398	0.074863	0.397041
0.3467	1.3000	48.5638	0.075471	0.399580
0.3446	1.3000	37.1878	0.076085	0.402145
0.3425	1.3000	25.8118	0.076705	0.404736
0.3404	1.3000	14.4358	0.077331	0.407353
0.3383	1.3000	3.0598	0.077963	0.410006
0.3362	1.3000		0.078601	0.412695
0.3341	1.3000		0.079245	0.415419
0.3320	1.3000		0.079895	0.418178
0.3299	1.3000		0.080551	0.420972
0.3278	1.3000		0.081213	0.423801
0.3257	1.3000		0.081881	0.426665
0.3236	1.3000		0.082555	0.429564
0.3215	1.3000		0.083235	0.432498
0.3194	1.3000		0.083921	0.435467
0.3173	1.3000		0.084613	0.438471
0.3152	1.3000		0.085311	0.441510
0.3131	1.3000		0.086015	0.444584
0.3110	1.3000		0.086725	0.447693
0.3089	1.3000		0.087441	0.450837
0.3068	1.3000		0.088163	0.454016
0.3047	1.3000		0.088891	0.457230
0.3026	1.3000		0.089625	0.460479
0.3005	1.3000		0.090365	0.463763
0.2984	1.3000		0.091111	0.467083
0.2963	1.3000		0.091863	0.470438
0.2942	1.3000		0.092621	0.473829
0.2921	1.3000		0.093385	0.477256
0.2900	1.3000		0.094155	0.480719
0.2879	1.3000		0.094931	0.484218
0.2858	1.3000		0.095713	0.487753
0.2837	1.3000		0.096501	0.491324
0.2816	1.3000		0.097295	0.494931
0.2795	1.3000		0.098095	0.498574
0.2774	1.3000		0.098901	0.502253
0.2753	1.3000		0.099713	0.505968
0.2732	1.3000		0.100531	0.509719
0.2711	1.3000		0.101355	0.513506
0.2690	1.3000		0.102185	0.517329
0.2669	1.3000		0.10302	0.521188

SYSTEM SQUALAN - WASSERSTOFF , T = 101.9 C
EXPERIMENTELLE DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 57

SYSTEM SQUALAN - WASSERSTOFF , T = 150.5 C
EXPERIMENTELLE DATEN DR. BRUNNER SYSTEM NR. 57

ETA	X	Y	PEAT	TEKJ	TETA	X	Y	PEAT	TEKJ
0.06260	3.45350	0.99900	518.01776	375.05000	0.07888	3.62050	0.99900	828.01264	423.65000
BECHEMTE WERTE					BECHEMTE WERTE				
X	Y	P	VG	VL	X	Y	P	VG	VL
0.4535	1.3000	518.0178	0.073568	0.306440	0.6205	0.9999	828.0125	0.057558	0.225669
0.4685	1.3000	549.3938	0.070299	0.298693	0.6229	0.9999	835.5565	0.057253	0.224332
0.4827	1.3000	580.7698	0.067396	0.291348	0.6253	0.9999	843.7005	0.056916	0.223109
0.4962	1.3000	612.1458	0.064803	0.284371	0.6277	0.9999	851.8443	0.056558	0.221830
0.5090	1.3000	643.5218	0.062472	0.277451	0.6300	0.9999	859.3885	0.056203	0.220506
0.5212	1.3000	674.8978	0.060386	0.271431	0.6324	0.9999	867.2325	0.055856	0.219276
0.5328	1.3000	706.2738	0.058455	0.265421	0.6347	0.9999	875.3766	0.055516	0.218163
0.5438	1.3000	737.6498	0.056517	0.259418	0.6369	0.9999	882.9209	0.055182	0.216957
0.5543	1.3000	769.0258	0.054634	0.253492	0.6392	0.9999	890.7645	0.054854	0.215767
0.5644	1.3000	800.4018	0.052805	0.247592	0.6414	0.9999	898.6085	0.054532	0.214591
0.5740	1.3000	831.7778	0.051039	0.241739	0.6436	0.9999	906.4525	0.054216	0.213428
0.5769	1.3000	839.6218	0.051984	0.242779	0.6457	0.9999	914.2965	0.053906	0.212277
0.5786	1.3000	847.4653	0.051669	0.241577	0.6479	0.9999	922.1405	0.053601	0.211139
0.5809	1.3000	855.3098	0.051360	0.240387	0.6500	0.9999	929.9845	0.053301	0.210014
0.5832	1.3000	863.1530	0.051057	0.239211	0.6521	0.9999	937.8284	0.053007	0.208700
0.5854	1.3000	870.9978	0.050763	0.238047	0.6542	0.9999	945.6725	0.052715	0.207798
0.5876	1.3000	878.8418	0.050468	0.236896	0.6562	0.9999	953.5165	0.052433	0.206709
0.5898	1.3000	886.6858	0.050181	0.235757	0.6582	0.9999	961.3605	0.052154	0.205631
0.5920	1.3000	894.5298	0.049900	0.234630	0.6602	0.9999	969.2045	0.051877	0.204564
0.5941	1.3000	902.3738	0.049624	0.233514	0.6622	0.9999	977.0485	0.051601	0.203506
0.5962	1.3000	910.2178	0.049353	0.232411	0.6642	0.9999	984.8925	0.051326	0.202464
0.5983	1.3000	918.0618	0.049086	0.231319	0.6661	0.9999	992.7365	0.051062	0.201431
0.6004	1.3000	925.9058	0.048823	0.230238	0.6681	0.9999	1000.5805	0.050802	0.200408
0.6025	1.3000	933.7498	0.048563	0.229169	0.6700	0.9999	1008.4245	0.050552	0.199396
0.6045	1.3000	941.5938	0.048315	0.228108	0.6718	0.9999	1016.2685	0.050303	0.198393
0.6065	1.3000	949.4378	0.048067	0.227062	0.6737	0.9999	1024.1125	0.050061	0.197404
0.6085	1.3000	957.2818	0.047822	0.226032	0.6755	0.9999	1031.9565	0.049827	0.196422
0.6104	1.3000	965.1258	0.047582	0.224998	0.6774	0.9999	1039.8005	0.049600	0.195451
0.6124	1.3000	972.9698	0.047346	0.223981	0.6792	0.9999	1047.6445	0.049377	0.194490
0.6143	1.3000	980.8138	0.047114	0.222975	0.6809	0.9999	1055.4885	0.049157	0.193539
0.6162	1.3000	988.6578	0.046884	0.221979	0.6827	0.9999	1063.3325	0.048910	0.192597
0.6181	1.3000	996.5018	0.046661	0.220993	0.6845	0.9999	1071.1765	0.048688	0.191665
0.6200	1.3000	1004.3458	0.046441	0.220017	0.6862	0.9999	1079.0205	0.048463	0.190742
0.6218	1.3000	1012.1898	0.046223	0.219050	0.6879	0.9999	1086.8645	0.048252	0.189828
0.6237	1.3000	1020.0338	0.046010	0.218093	0.6896	0.9999	1094.7085	0.048039	0.188923
0.6255	1.3000	1027.8778	0.045799	0.217145	0.6913	0.9999	1102.5525	0.047829	0.188027
0.6273	1.3000	1035.7218	0.045592	0.216206	0.6929	0.9999	1110.3965	0.047623	0.187140
0.6291	1.3000	1043.5658	0.045388	0.215277	0.6946	0.9999	1118.2405	0.047417	0.186261
0.6308	1.3000	1051.4098	0.045187	0.214356	0.6962	0.9999	1126.0845	0.047213	0.185391
0.6326	1.3000	1059.2538	0.044990	0.213444	0.6978	0.9999	1133.9285	0.047010	0.184530
0.6343	1.3000	1067.0978	0.044795	0.212541	0.6994	0.9999	1141.7725	0.046812	0.183677
0.6360	1.3000	1074.9418	0.044603	0.211647	0.7010	0.9999	1149.6165	0.046613	0.182832
0.6377	1.3000	1082.7858	0.044414	0.210761	0.7026	0.9999	1157.4605	0.046414	0.181995
0.6394	1.3000	1090.6298	0.044222	0.209883	0.7041	0.9999	1165.3045	0.046217	0.181167
0.6410	1.3000	1098.4738	0.044035	0.209015	0.7057	0.9999	1173.1485	0.046023	0.180346
0.6427	1.3000	1106.3178	0.043846	0.208154	0.7072	0.9999	1180.9925	0.045831	0.179532
0.6443	1.3000	1114.1618	0.043666	0.207300	0.7087	0.9999	1188.8365	0.045641	0.178727
0.6459	1.3000	1122.0058	0.043481	0.206455	0.7102	0.9999	1196.6805	0.045456	0.177929
0.6475	1.3000	1129.8498	0.043303	0.205618	0.7117	0.9999	1204.5245	0.045266	0.177139
0.6491	1.3000	1137.6938	0.043128	0.204788	0.7131	0.9999	1212.3685	0.045082	0.176356
0.6507	1.3000	1145.5378	0.042956	0.203966	0.7146	0.9999	1220.2125	0.044897	0.175580
0.6522	1.3000	1153.3818	0.042834	0.203152	0.7160	0.9999	1228.0565	0.044713	0.174811
0.6538	1.3000	1161.2258	0.042671	0.202344	0.6277	0.9999	851.5545	0.056558	0.221849
0.6553	1.3000	1169.0698	0.042510	0.201545	0.6253	0.9999	843.7005	0.056916	0.223109
0.6568	1.3000	1176.9138	0.042351	0.200752	0.6229	0.9999	835.5565	0.057253	0.224332
0.6583	1.3000	1184.7578	0.042194	0.199967	0.6205	0.9999	828.0125	0.057558	0.225669
0.6598	1.3000	1192.6018	0.042040	0.199189	0.6180	0.9999	820.1086	0.058046	0.226772
0.6613	1.3000	1200.4458	0.041887	0.198417	0.6156	0.9999	812.3246	0.058429	0.228290
0.6627	1.3000	1208.2898	0.041737	0.197653	0.6053	0.9999	780.9488	0.060609	0.233718
0.6642	1.3000	1216.1338	0.041588	0.196895	0.5946	0.9999	747.5725	0.061851	0.237410
0.4535	1.3000	518.0178	0.073568	0.306440	0.5832	1.0000	718.1966	0.063793	0.245386
0.4377	1.3000	486.6418	0.077276	0.314620	0.5714	1.0000	686.3205	0.065924	0.251664
0.4209	1.3000	455.2658	0.081516	0.323266	0.5589	1.0000	655.4445	0.068204	0.258268
0.4031	1.3000	423.8898	0.086047	0.332419	0.5467	1.0000	624.0685	0.070849	0.265222
0.3843	1.3000	392.5138	0.090210	0.342121	0.5318	1.0000	592.5925	0.073717	0.272552
0.3642	1.3000	361.1378	0.094837	0.352422	0.5171	1.0000	561.3165	0.076913	0.280288
0.3429	1.3000	329.7618	0.106589	0.363373	0.5015	1.0000	529.9405	0.080303	0.288462
0.3202	1.3000	298.3858	0.116984	0.375336	0.4850	1.0000	498.5645	0.083919	0.297110
0.2959	1.3000	267.0098	0.128344	0.387479	0.4676	1.0000	467.1885	0.087933	0.306271
0.2700	1.3000	235.6338	0.144323	0.400770	0.4491	1.0000	435.8125	0.092502	0.315987
0.2422	1.3000	204.2578	0.164647	0.415001	0.4304	1.0000	404.4366	0.100659	0.326831
0.3621	1.3000	361.1378	0.094837	0.352422	0.4084	1.0000	373.0606	0.107877	0.337294
0.3309	1.3000	330.0000	0.106589	0.363373	0.3860	1.0000	341.6846	0.116493	0.348797
0.2795	1.3000	279.5000	0.128344	0.387479	0.3621	1.0000	310.3085	0.126815	0.361456
0.2478	1.3000	247.8000	0.144323	0.400770	0.3365	1.0000	278.9325	0.139548	0.374539
0.2136	1.3000	213.6000	0.164647	0.415001	0.3090	1.0000	247.5565	0.155568	0.389133
0.1766	1.3000	176.6000	0.184971	0.429222	0.2795	1.0000	216.1806	0.176311	0.404483
0.1366	1.3000	136.6000	0.205295	0.443443	0.2478	1.0000	184.8046	0.204191	0.420977
0.0931	1.3000	93.1000	0.225619	0.457664	0.2136	1.0000	153.4285	0.243593	0.438749
0.0457	1.3000	45.7000	0.245943	0.471885	0.1766	1.0000	122.0525	0.303416	0.457932
0.0290	1.3000	29.0000	0.266219	0.486106	0.1366	1.0000	90.6766	0.444872	0.478663
0.0118	1.3000	11.8000	0.286495	0.500327	0.0931	1.0000	59.3006	0.614070	0.501197
0.0014	1.3000	1.4000	0.306771	0.514548	0.0457	1.3000	27.9246	1.294237	0.525609
					0.0290	1.3000	17.4680	2.564326	0.554303
					0.0118	1.3000	7.0073	5.133597	0.563191
					0.0014	1.3000	0.8367	42.937144	0.549922

IQ 11 OPTIMUM HAT NICHT KONVERGIERT, FORTSETZUNG

Phasengleichgewichte im System Formaldehyddimethylacetal (1) - Kohlendioxid (2)

flüss. Phase				gasf. Phase	
P_{abs}	T	x_1	x_2	y_1	y_2
bar	°C	Gew%			
54,0	40,0	37,0	63,0	1,6	98,4
94,0	40,0	17,0	83,0	17,0	83,0
54,0	70,0	65,9	34,1	8,5	91,5

einphasig

Phasengleichgewichte im System Formaldehyddimethylacetal (1)
Stickstoff (2)

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase	
		x ₁	x ₂	y ₁	y ₂
		Gew%			
bar	°C				
150,0	60,0	94,9	5,1	4,8	95,2
153,0	40,0	41,8	58,2	3,6	96,4
51,0	40,0	5,4	94,6	einphasig	

Phasengleichgewichte im System Wasser (1) - N₂ (2)

Löslichkeit von Wasser in Stickstoff

P _{abs}	T	gasförmige Phase	
		y ₁	y ₂
bar	°C	Gew%	
101,0	240,0	21,3	78,7
151,0	240,0	14,9	85,1
153,0	240,0	13,2	86,8
199,0	240,0	11,3	88,7
202,0	240,0	12,4	87,6

Verteilung schwerflüchtiger Komponenten

X_{FFS}	X_{Di}	X_{Tri}	Y_{FFS}	Y_{Di}	Y_{Tri}
Gew%					
-	-	-	-	-	-
8,5	6,8	84,7	100	0	0
7,3	6,8	85,5	30,4	9,6	60,0
7,3	9,2	83,6	24,0	10,6	65,0
Palmöl					
8,0	12,0	80,0			

P_{abs}	T	X_1	X_2	Y_1	Y_2
bar	$^{\circ}\text{C}$				
Gew%					
95,5	70,0	0,754	0,246	0,0027	0,9973
151,0	70,0	0,699	0,301	0,0009	0,9991
205,0	70,0	0,642	0,358	0,0112	0,9888
210,5	70,0	0,619	0,381	0,0129	0,9871

Phasengleichgewichte im System Palmöl (1) - Äthylen (2)

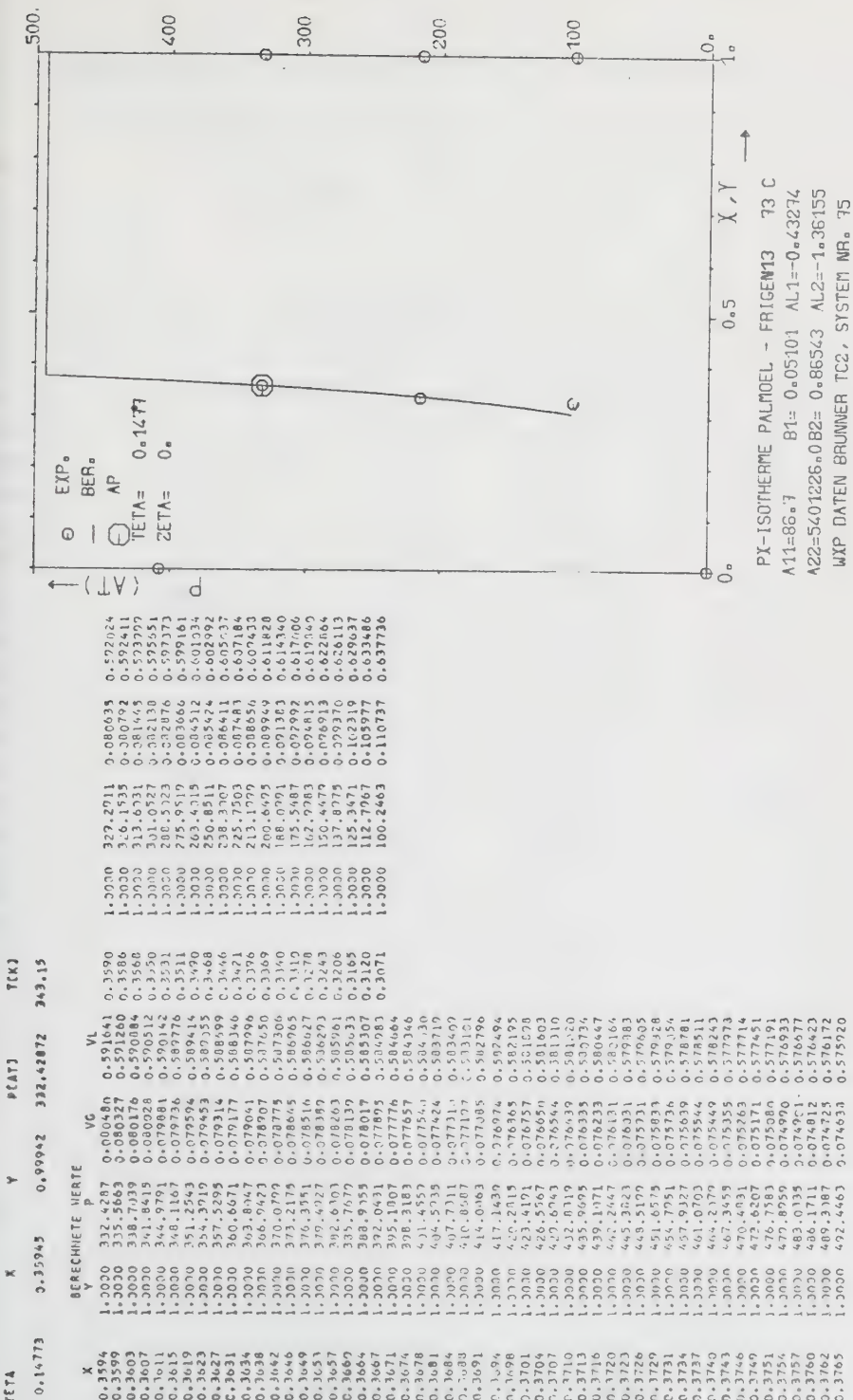
Zusammensetzung koexistierender Phasen

Verteilung schwerflüchtiger Stoffe

P _{abs}	flüss. Phase				gasf. Phase				flüssige Phase				gasförmige Phase			
	T	X ₁	X ₂	Gew%		Y ₁	Y ₂	X _{FFS}	X _{Di}	X _{Tri}	Y _{FFS}	Y _{Di}	Y _{Tri}			
bar	°C															
103,0	70,0	0,947	0,053		0,998	0,002		-	-	-	-	-	-	-		
148,0		0,900	0,100		0,998	0,002		-	-	-	-	-	-	-		
208,0		0,856	0,144		0,996	0,004		6,9	8,3	84,8	25,7	4,7		69,6		
253,0		0,805	0,195		0,991	0,009					28,6	11,8		59,6		
293,0		0,769	0,231		0,978	0,022		7,7	7,4	84,9	19,8	11,4		68,8		

SYSTEM PALMOEL - AETHYLEN
EXP DATEN BRUNNER TC2, SYSTEM NR. 72

X	Y	SCHEMATIC	VERT	Y	VC	VL	Y	P(LAT)	T(K)	EXP	BER	AP	TETA	ZETA
0.770	0.770	278.778	0.07323	0.147549	0.9403	0.9955	386.6308	0.069743	0.109436	0	0	0	-0.0015	0
0.770	0.770	311.3284	0.07282	0.141543	0.9410	0.9953	309.7684	0.069741	0.108170	0	0	0	0	0
0.770	0.770	314.4663	0.072194	0.140198	0.9436	0.9951	372.9760	0.069751	0.106905	0	0	0	0	0
0.770	0.770	317.6136	0.071204	0.138719	0.9449	0.9948	396.0436	0.069775	0.105640	0	0	0	0	0
0.770	0.770	320.7412	0.070125	0.137282	0.9465	0.9945	399.1812	0.069813	0.104373	0	0	0	0	0
0.770	0.770	323.8688	0.069102	0.135777	0.9480	0.9942	402.3188	0.069866	0.103103	0	0	0	0	0
0.770	0.770	327.0164	0.067987	0.134473	0.9496	0.9939	405.4564	0.069937	0.101828	0	0	0	0	0
0.770	0.770	330.1340	0.067123	0.133081	0.9511	0.9935	408.5760	0.070026	0.100547	0	0	0	0	0
0.770	0.770	333.2426	0.066176	0.131697	0.9527	0.9932	411.7316	0.070136	0.099250	0	0	0	0	0
0.770	0.770	336.3512	0.065192	0.130327	0.9543	0.9928	414.8692	0.070273	0.097958	0	0	0	0	0
0.770	0.770	339.4598	0.064182	0.128969	0.9559	0.9923	418.0695	0.070431	0.096644	0	0	0	0	0
0.770	0.770	342.5684	0.063142	0.127629	0.9574	0.9918	421.1454	0.070623	0.095313	0	0	0	0	0
0.770	0.770	345.6770	0.062074	0.126308	0.9589	0.9913	424.1454	0.070835	0.093978	0	0	0	0	0
0.770	0.770	348.7726	0.060981	0.125019	0.9605	0.9907	427.1454	0.071067	0.092642	0	0	0	0	0
0.770	0.770	351.8712	0.060007	0.123668	0.9620	0.9901	430.1454	0.071319	0.091307	0	0	0	0	0
0.770	0.770	354.9543	0.059124	0.122300	0.9635	0.9895	433.1454	0.071581	0.090000	0	0	0	0	0
0.770	0.770	358.0324	0.058324	0.120979	0.9649	0.9888	436.1454	0.071853	0.088714	0	0	0	0	0
0.770	0.770	361.1060	0.057600	0.119676	0.9663	0.9881	439.1454	0.072136	0.087441	0	0	0	0	0
0.770	0.770	364.1760	0.056954	0.118378	0.9677	0.9873	442.1454	0.072429	0.086181	0	0	0	0	0
0.770	0.770	367.2420	0.056384	0.117087	0.9690	0.9865	445.1454	0.072732	0.084935	0	0	0	0	0
0.770	0.770	370.3040	0.055892	0.115802	0.9703	0.9857	448.1454	0.073045	0.083699	0	0	0	0	0
0.770	0.770	373.3620	0.055474	0.114521	0.9715	0.9849	451.1454	0.073367	0.082472	0	0	0	0	0
0.770	0.770	376.4160	0.055124	0.113245	0.9727	0.9840	454.1454	0.073698	0.081254	0	0	0	0	0
0.770	0.770	379.4660	0.054844	0.111972	0.9738	0.9831	457.1454	0.074038	0.080045	0	0	0	0	0
0.770	0.770	382.5120	0.054632	0.110703	0.9749	0.9822	460.1454	0.074387	0.078845	0	0	0	0	0
0.770	0.770	385.5540	0.054484	0.109450	0.9759	0.9813	463.1454	0.074745	0.077654	0	0	0	0	0
0.770	0.770	388.5920	0.054396	0.108204	0.9769	0.9804	466.1454	0.075112	0.076472	0	0	0	0	0
0.770	0.770	391.6260	0.054364	0.106974	0.9778	0.9795	469.1454	0.075487	0.075300	0	0	0	0	0
0.770	0.770	394.6560	0.054396	0.105754	0.9787	0.9786	472.1454	0.075869	0.074145	0	0	0	0	0
0.770	0.770	397.6820	0.054484	0.104544	0.9795	0.9777	475.1454	0.076257	0.073000	0	0	0	0	0
0.770	0.770	400.7060	0.054632	0.103344	0.9803	0.9768	478.1454	0.076650	0.071864	0	0	0	0	0
0.770	0.770	403.7260	0.054844	0.102154	0.9811	0.9759	481.1454	0.077048	0.070736	0	0	0	0	0
0.770	0.770	406.7420	0.055124	0.100974	0.9819	0.9750	484.1454	0.077450	0.069614	0	0	0	0	0
0.770	0.770	409.7540	0.055474	0.099804	0.9827	0.9741	487.1454	0.077856	0.068500	0	0	0	0	0
0.770	0.770	412.7620	0.055892	0.098634	0.9835	0.9732	490.1454	0.078266	0.067400	0	0	0	0	0
0.770	0.770	415.7660	0.056384	0.097484	0.9843	0.9723	493.1454	0.078680	0.066312	0	0	0	0	0
0.770	0.770	418.7660	0.056954	0.096354	0.9851	0.9714	496.1454	0.079100	0.065236	0	0	0	0	0
0.770	0.770	421.7620	0.057600	0.095244	0.9859	0.9705	499.1454	0.079522	0.064172	0	0	0	0	0
0.770	0.770	424.7540	0.058324	0.094154	0.9867	0.9696	502.1454	0.080000	0.063120	0	0	0	0	0
0.770	0.770	427.7420	0.059124	0.093084	0.9875	0.9687	505.1454	0.080484	0.062080	0	0	0	0	0
0.770	0.770	430.7260	0.059954	0.092034	0.9883	0.9678	508.1454	0.080972	0.061052	0	0	0	0	0
0.770	0.770	433.7060	0.060844	0.091004	0.9891	0.9669	511.1454	0.081464	0.060036	0	0	0	0	0
0.770	0.770	436.6820	0.061794	0.090004	0.9899	0.9660	514.1454	0.081960	0.059032	0	0	0	0	0
0.770	0.770	439.6560	0.062804	0.089024	0.9907	0.9651	517.1454	0.082460	0.058040	0	0	0	0	0
0.770	0.770	442.6260	0.063874	0.088064	0.9915	0.9642	520.1454	0.082964	0.057060	0	0	0	0	0
0.770	0.770	445.5920	0.064994	0.087124	0.9923	0.9633	523.1454	0.083472	0.056092	0	0	0	0	0
0.770	0.770	448.5540	0.066164	0.086204	0.9931	0.9624	526.1454	0.083984	0.055136	0	0	0	0	0
0.770	0.770	451.5120	0.067384	0.085304	0.9939	0.9615	529.1454	0.084500	0.054192	0	0	0	0	0
0.770	0.770	454.4660	0.068654	0.084424	0.9947	0.9606	532.1454	0.085016	0.053260	0	0	0	0	0
0.770	0.770	457.4160	0.069974	0.083564	0.9955	0.9597	535.1454	0.085532	0.052336	0	0	0	0	0
0.770	0.770	460.3620	0.071344	0.082724	0.9963	0.9588	538.1454	0.086048	0.051420	0	0	0	0	0
0.770	0.770	463.3040	0.072764	0.081904	0.9971	0.9579	541.1454	0.086564	0.050512	0	0	0	0	0
0.770	0.770	466.2420	0.074244	0.081104	0.9979	0.9570	544.1454	0.087080	0.049612	0	0	0	0	0
0.770	0.770	469.1760	0.075784	0.080324	0.9987	0.9561	547.1454	0.087600	0.048720	0	0	0	0	0
0.770	0.770	472.1060	0.077384	0.079564	0.9995	0.9552	550.1454	0.088120	0.047836	0	0	0	0	0
0.770	0.770	475.0320	0.079044	0.078824	0.9999	0.9543	553.1454	0.088640	0.046960	0	0	0	0	0
0.770	0.770	477.9540	0.080764	0.078104	0.9999	0.9534	556.1454	0.089160	0.046100	0	0	0	0	0
0.770	0.770	480.8760	0.082544	0.077404	0.9999	0.9525	559.1454	0.089680	0.045248	0	0	0	0	0
0.770	0.770	483.7920	0.084384	0.076724	0.9999	0.9516	562.1454	0.090200	0.044400	0	0	0	0	0
0.770	0.770	486.7060	0.086284	0.076064	0.9999	0.9507	565.1454	0.090720	0.043560	0	0	0	0	0
0.770	0.770	489.6160	0.088244	0.075424	0.9999	0.9498	568.1454	0.091240	0.042728	0	0	0	0	0
0.770	0.770	492.5220	0.090264	0.074804	0.9999	0.9489	571.1454	0.091760	0.041900	0	0	0	0	0
0.770	0.770	495.4260	0.092344	0.074204	0.9999	0.9480	574.1454	0.092280	0.041080	0	0	0	0	0
0.770	0.770	498.3260	0.094484	0.073624	0.9999	0.9471	577.1454	0.092800	0.040264	0	0	0	0	0
0.770	0.770	501.2260	0.096684	0.073064	0.9999	0.9462	580.1454	0.093320	0.039456	0	0	0	0	0
0.770	0.770	504.1260	0.098944	0.072524	0.9999	0.9453	583.1454	0.093840	0.038652	0	0	0	0	0
0.770	0.770	507.0260	0.101264	0.072004	0.9999	0.9444	586.1454	0.094360	0.037856	0	0	0	0	0
0.770	0.770	509.9260	0.103644	0.071504	0.9999	0.9435	589.1454	0.094880	0.037064	0	0	0	0	0
0.770	0.770	512.8260	0.106084	0.071024	0.9999	0.9426	592.1454	0.095400	0.036272	0	0	0	0	0
0.770	0.770	515.7260	0.108584	0.070564	0.9999	0.9417	595.1454	0.095920	0.035488	0	0	0	0	0
0.770	0.770	518.6260	0.111144	0.070124	0.9999	0.9408	598.1454	0.096440	0.034704	0	0	0	0	0
0.770	0.770	521.5260	0.113764	0.069704	0.9999	0.9400	601.1454	0.096960	0.033920	0	0	0	0	0
0.770	0.770	524.4260	0.116444	0.069304	0.9999	0.9391	604.1454	0.097480	0.033144	0	0	0	0	0
0.770	0.770	527.3260	0.119184	0.068924	0.9999	0.9382	607.1454	0.098000	0.032368	0	0	0	0	0
0.770	0.770	530.2260	0.121984	0.068564	0.9999	0.9373	610.1454	0.098520	0.031600	0	0	0	0	0
0.770	0.770	533.1260	0.124844	0.068224	0.9999	0.9364	613.1454	0.099040	0.030840	0	0	0	0	0
0.770	0.770	536.0260	0.127764	0.067904	0.9999	0.9355	616.1454	0.099560	0.030080	0	0	0	0	0
0.770	0.770	538.9260	0.130744	0.067604	0.9999	0.9346	619.1454	0.100080	0.029328	0	0	0	0	0
0.770	0.770</													



PX-ISOTHERME PALMOEL - FRIGEM13 73 C
 A11=86.7 B1= 0.05101 AL1=-0.43274
 A22=5401226.0 B2= 0.86543 AL2=-1.036155
 WXP DATEN BRUNNER TC2, SYSTEM NR. 75

Phasengleichgewichte im System Ölsäuremonoglyzeride (1) - Kohlendioxid (2)

"Ölsäuremonoglyzeride" : 66 Gew% Monoglyzeride, 23 Gew% Diglyzeride,
2 Gew% Triglyzeride, 9 Gew% Glyzerin

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Diplomarbeit Düsel

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasf. Phase	
		X ₁	X ₂	Y ₁	Y ₂
bar	°C	Gewichtsanteile			
25	50	0,9337	0,0463	0,00001	0,99999
53		0,8884	0,1116	0,00005	0,99995
80		0,825	0,175	0,00012	0,99988
109		0,779	0,221	0,0005	0,9995
161		0,746	0,254	0,0032	0,9968
207	75	0,725	0,275	0,0068	0,9932
257		0,711	0,289	0,0106	0,9894
149		0,783	0,217	0,0010	0,9990
208		0,737	0,263	0,0060	0,9940
26		0,9678	0,0322	0,00005	0,99995
51	100	0,9391	0,0609	0,0001	0,9999
74		0,9128	0,0872	0,0001	0,9999
109		0,841	0,139	0,0002	0,9998
159		0,809	0,191	0,0004	0,9996
188		0,783	0,217	0,0028	0,9972
236	125	0,744	0,256	0,0054	0,9946
160		0,834	0,166	0,0002	0,9998
208		0,779	0,221	0,0049	0,9951

Phasengleichgewichte im System Ölsäuremonoglyzeride (1) - Äthylen (2)

"Ölsäuremonoglyzeride" : 66 Gew% Monoglyzeride, 23 Gew% Diglyzeride,
2 Gew% Triglyzeride, 9 Gew% Glyzerin

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Diplomarbeit Düsel

T °C	flüssige Phase		gasf. Phase	
	x_1	x_2	y_1	y_2
Gewichtsanteile				
50	0,9655	0,0348	0,0001	0,9999
	0,9284	0,0716	0,0003	0,9997
	0,888	0,112	0,0009	0,9991
	0,855	0,145	0,0011	0,9989
	0,832	0,168	0,0029	0,9971
	0,801	0,199	0,0096	0,9904
	0,784	0,216	0,0122	0,9878
75	0,852	0,148	0,0030	0,9970
	0,818	0,182	0,0082	0,9918
100	0,9759	0,0241	0,0001	0,9999
	0,9549	0,0451	0,0003	0,9997
	0,9268	0,0732	0,0005	0,9995
	0,9013	0,0987	0,0008	0,9992
	0,874	0,126	0,0032	0,9968
	0,835	0,165	0,0072	0,9928
	0,809	0,191	0,0116	0,9884
125	0,881	0,119	0,0023	0,9977
	0,847	0,153	0,0077	0,9923

Phasengleichgewichte im System Benzol (1) - Kohlendioxid (2)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

(Diplomarbeit Düsel)

P _{abs}	T	flüssige Phase		gasförmige Phase	
		x ₁	x ₂	y ₁	y ₂
		Molanteile			
bar	°C				
51,0	80,0	0,711	0,289	0,038	0,962
74,0	80,0	0,535	0,465	0,033	0,967
100,0	80,0	0,335	0,665	0,034	0,966

EXP. DATEN DIOL-ARB. DIESEL

System Ölsäure (1) - Stearinsäure (2) - Äthvlen (3):

Zusammensetzung der koexistierenden Phasen

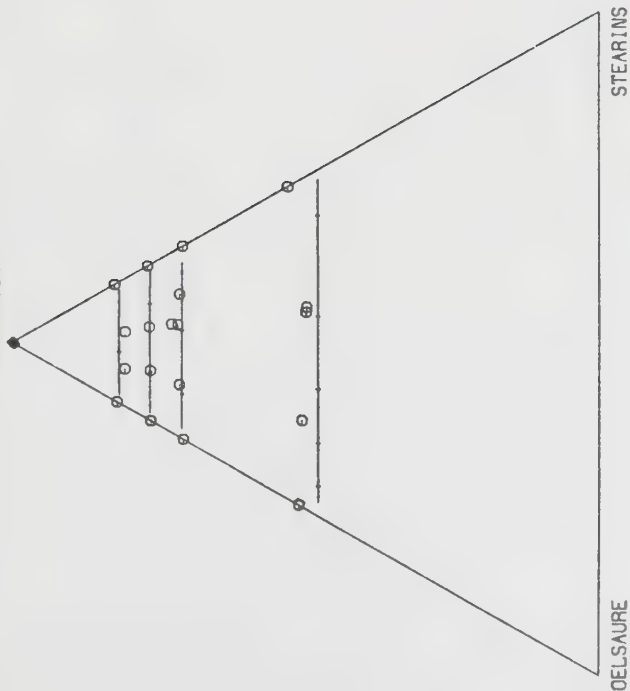
Druck	flüssige Phase			gasförmige Phase		
	x_1	x_2	x_3	v_1	v_2	v_3
bar	Molanteile			Molanteile		
76.5 °C						
67.7	0.365	0.130	0.505	0.0000	0.0000	> 0.9999
	0.198	0.305	0.497	0.0001	0.0001	0.9998
	0.205	0.297	0.498	0.0000	0.0000	0.9999
159.4	0.108	0.163	0.728	0.0003	0.0004	0.9993
	0.114	0.168	0.718	0.0001	0.0002	0.9997
	0.206	0.079	0.715	0.0004	0.0001	0.9995
	0.070	0.215	0.715	0.0001	0.0002	0.9997
201.0	0.093	0.140	0.767	0.0002	0.0003	0.9995
	0.160	0.075	0.765	0.0007	0.0003	0.9990
248.0	0.080	0.112	0.808	0.0011	0.0016	0.9973
	0.136	0.056	0.807	0.0008	0.0004	0.9988
102.2 °C						
67.7	0.405	0.149	0.446	0.0001	0.0001	0.9998
	0.220	0.331	0.449	0.0001	0.0001	0.9998
159.4	0.133	0.190	0.677	0.0001	0.0002	0.9997
	0.235	0.089	0.676	0.0002	0.0001	0.9997
	0.081	0.245	0.674	0.0000	0.0001	0.9999
201.0	0.106	0.161	0.733	0.0006	0.0009	0.9985
	0.108	0.160	0.732	0.0002	0.0003	0.9995
	0.200	0.074	0.726	0.0003	0.0001	0.9996
248.0	0.091	0.131	0.778	0.0004	0.0005	0.9991
	0.156	0.061	0.783	0.0015	0.0006	0.9979
126.7 °C						
67.7	0.430	0.168	0.402	0.0000	0.0000	> 0.9999
	0.240	0.353	0.407	0.0001	0.0001	0.9998
159.4	0.149	0.209	0.642	0.0001	0.0002	0.9997
	0.268	0.100	0.632	0.0001	0.0000	0.9999
201.0	0.213	0.081	0.707	0.0005	0.0002	0.9993
	0.122	0.175	0.703	0.0001	0.0001	0.9998
248.0	0.172	0.066	0.762	0.0012	0.0005	0.9983
	0.098	0.146	0.755	0.0008	0.0012	0.9980
	0.059	0.181	0.760	0.0008	0.0024	0.9968

System Ölsäure (1) - Stearinsäure (2) - Äthylen (3)

Werte der binären Systeme, interpoliert f. Drücke des ternären Systems

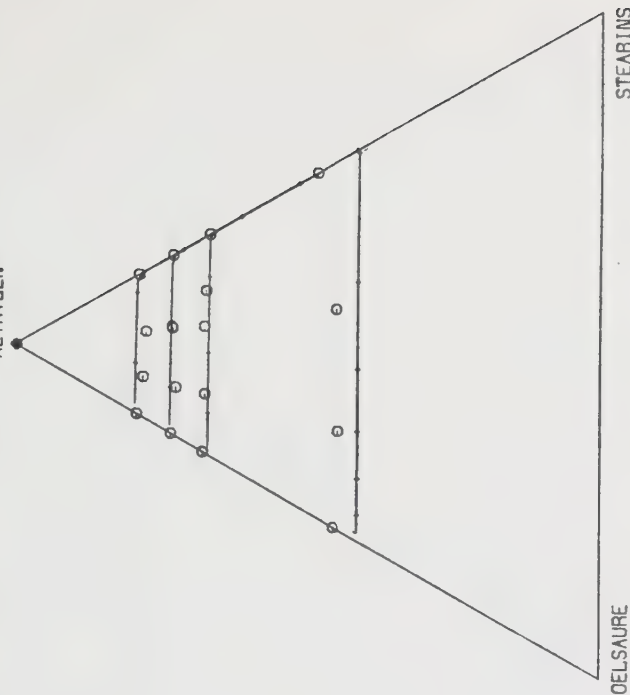
T	P	flüssige Phase			gasf. Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
°C	bar	Molanteile					
76,5	67,7	0	0,470	0,530	0	0,0006	0,9994
	159,4	0	0,290	0,710	0	0,0004	0,9996
	201,0	0	0,230	0,770	0	0,0004	0,9996
	248,0	0	0,174	0,826	0	0,0025	0,9975
102,2	67,7	0	0,517	0,483	0	0,0003	0,9997
	159,4	0	0,332	0,668	0	0,0004	0,9996
	201,0	0	0,269	0,731	0	0,0007	0,9993
	248,0	0	0,210	0,790	0	0,0015	0,9985
126,7	67,7	0	0,563	0,437	0	0,0005	0,9995
	159,4	0	0,370	0,630	0	0,0005	0,9995
	201,0	0	0,305	0,695	0	0,0007	0,9993
	248,0	0	0,248	0,752	0	0,0010	0,9990
76,5	67,7	0,490	0	0,510	0,0004	0	0,9996
	159,4	0,292	0	0,708	0,0010	0	0,9990
	201,0	0,236	0	0,764	0,0020	0	0,9980
	248,0	0,179	0	0,821	0,0045	0	0,9955
102,2	67,7	0,546	0	0,454	0,0003	0	0,9997
	159,4	0,320	0	0,680	0,0007	0	0,9993
	201,0	0,265	0	0,735	0,0014	0	0,9986
	248,0	0,206	0	0,794	0,0031	0	0,9969
126,7	67,7	0,605	0	0,395	0,0002	0	0,9998
	159,4	0,355	0	0,645	0,0003	0	0,9997
	201,0	0,294	0	0,706	0,0010	0	0,9990
	248,0	0,235	0	0,765	0,0025	0	0,9975

AETHYLEN

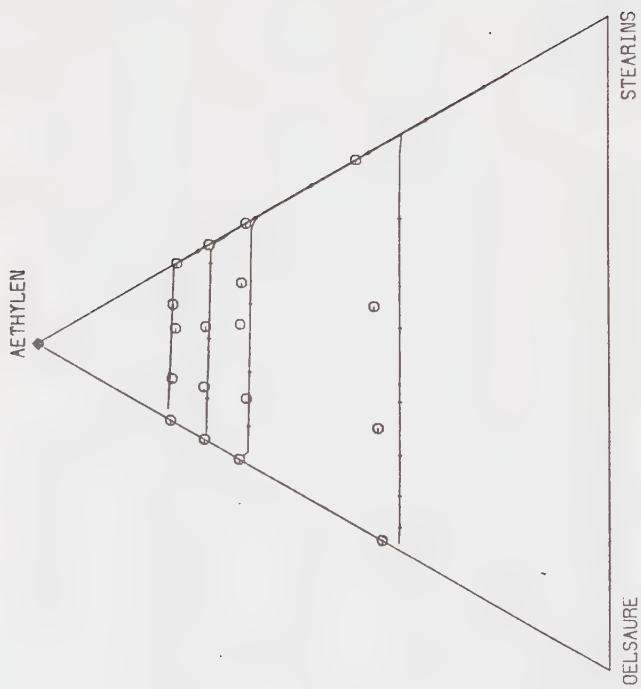


$T = 349.66 \text{ }^{\circ}\text{K}$

AETHYLEN



$T = 315.36 \text{ }^{\circ}\text{K}$



$T = 399.86 \text{ } ^\circ K$

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Benzol (3) - Äthylen (4)

flüssige Phase (Molanteile) gasförmige Phase (Molanteile)

Tem- peratur	Druck	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	Y ₁	Y ₂	Y ₃	Y ₄
°C	bar								
54.2	149.0	0.072	0.040	0.105	0.783	0.0057	0.0035	0.0553	0.9355
76.5	150.5	0.091	0.052	0.120	0.737	0.0015	0.0012	0.0465	0.9513
102.2	54.0	0.190	0.138	0.292	0.380	0.0006	0.0002	0.0301	0.9691
102.2	149.5	0.103	0.060	0.178	0.659	0.0013	0.0015	0.0588	0.9384
102.2	149.5	0.163	0.096	0.091	0.650	0.0014		0.0190	0.9796
102.2	149.5	0.070	0.052	0.207	0.671	0.0057		0.0994	0.8949
102.2	140.0	0.039	0.026	0.264	0.671	0.0027	0.0028	0.1402	0.8543
102.2	154.4	0.077	0.172	0.043	0.708	0.0002	0.0005	0.0242	0.9151
102.2	154.5	0.059	0.145	0.093	0.703	0.0002	0.0007	0.0389	0.9602
102.2	154.5	0.040	0.096	0.161	0.703	0.0007	0.0016	0.0743	0.9234
102.2	154.5	0.003	0.023	0.226	0.748	0.0223		0.2265	0.7512
102.2	154.5	0.170	0.096	0.031	0.703	0.0008		0.0071	0.9921
102.2	154.5	0.118	0.070	0.095	0.717	0.0003		0.0358	0.9639
102.2	154.5	0.198	0.060	0.033	0.709			0.0097	0.9903

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Benzol (3) - Äthylen (4)

Tem- peratur	Druck	flüssige Phase (Molanteile)				gasförmige Phase (Molanteile)			
		X_1	X_2	X_3	X_4	Y_1	Y_2	Y_3	Y_4
$^{\circ}\text{C}$	bar								
102.2	154.5	0.154	0.050	0.088	0.708	0.0007		0.0420	0.9573
102.2	154.5	0.069	0.190	0.047	0.694	0.0001		0.0526	0.9173
102.2	154.5	0.053	0.154	0.097	0.696	0.0001	0.0004	0.0321	0.9674
102.2	154.5	0.204	0.107	0.018	0.671	0.0001	0.0002	0.0046	0.9951
102.2	154.5	0.118	0.046	0.110	0.726	0.0004	0.0004	0.0437	0.9555
102.2	154.5	0.220	0.028	0.080	0.672	0.0002	0.0004	0.0287	0.9707
102.2	195.5	0.095	0.030	0.166	0.709	0.0013	0.0007	0.0764	0.9216
102.2	195.5	0.055	0.150	0.025	0.770	0.0001	0.0009	0.0067	0.9923
102.2	195.5	0.047	0.130	0.046	0.777	0.0004	0.0012	0.0237	0.9747
102.2	195.5	0.032	0.090	0.118	0.760	0.0018	0.0052	0.0705	0.9225
102.2	195.5	0.189	0.021	0.067	0.723	0.0010	0.0002	0.0320	0.9661
102.2	195.5	0.102	0.008	0.157	0.733	0.0120	0.0013	0.1079	0.8788
123.9	151.0	0.088	0.048	0.228	0.636	0.0011		0.0663	0.9326

Zusammensetzung koexistierender Phasen

flüssige Phase (Molanteile) gasförmige Phase (Molanteile)

Temperatur	Druck	X_1	X_2	X_3	X_4	y_1	y_2	y_3	y_4
°C	bar								
54.2	143	0.074	0.0380	0.128	0.760	0.0021	0.0010	0.0618	0.9351
100.9	59.0	0.110	0.060	0.489	0.341	0.00015	0.0001	0.0854	0.9143
100.9	156.0	0.092	0.047	0.213	0.648	0.0014	0.0009	0.0783	0.9194
100.9	156.0	0.144	0.093	0.101	0.662	0.0006		0.0358	0.9636
100.9	156.0	0.077	0.045	0.225	0.653	0.0035	0.0023	0.1049	0.8893
100.9	197.5	0.076	0.039	0.152	0.733	0.0074	0.0044	0.0735	0.9147
126.5	153.5	0.102	0.052	0.229	0.617	0.0006	0.0005	0.0811	0.9177

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Aceton (3) - Kohlendioxid (4)

77.0	156.5	0.116	0.102	0.039	0.743	0.0067	0.0006	0.0429	0.9558
102.3	156.0	0.129	0.113	0.071	0.688	0.0002	0.0004	0.0554	0.9440
102.3	156.0	0.072	0.065	0.212	0.651	0.0010	0.0009	0.0981	0.9000
102.3	103.0	0.166	0.137	0.201	0.496	0.0001	0.0002	0.0397	0.9600
102.3	207.5	0.101	0.084	0.039	0.776	0.012	0.0012	0.0408	0.9568
126.9	154.0	0.176	0.152	0.122	0.550	0.0002	0.0003	0.0357	0.9638

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - n-Pentan (3) - Äthylen (4)

Zusammensetzungen koexistierender Phasen

Tem- peratur	Druck	flüssige Phase (Molanteile)				gasförmige Phase (Molanteile)			
		x_1	x_2	x_3	x_4	y_1	y_2	y_3	y_4
		°C		bar					
54.2	202.5	0.053	0.029	0.043	0.875	0.0129	0.0075	0.0381	0.8415
76.5	196.5	0.096	0.050	0.056	0.798	0.0114	0.0065	0.0317	0.9504
100.7	54.5	0.181	0.115	0.301	0.403	0.0000	0.0000	0.0160	0.9890
100.7	150.8	0.130	0.070	0.101	0.699	0.0002	0.0003	0.0392	0.9603
100.7	150.8	0.165	0.098	0.052	0.685	0.0004	0.0003	0.0135	0.9858
100.7	150.8	0.101	0.066	0.120	0.713	0.0015	0.0009	0.0610	0.9365
100.7	150.8	0.051	0.039	0.142	0.768	0.0107	0.0073	0.1159	0.8661
100.7	257.2	0.066	0.027	0.051	0.856	0.0339	0.0177	0.0449	0.9035
128.6	151.5	0.142	0.080	0.113	0.664	0.0008	0.0006	0.0298	0.9686

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - n-Hexan (3) - CO₂ (4)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Tem- peratur	Druck	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
		°C		bar					
102.6	151.0	0.223	0.150	0.016	0.611	0.0001	0.0002	0.0018	0.9979
101.9	201.5	0.182	0.115	0.003	0.700	0.0001	0.0004	0.0014	0.9981
102.0	258.5	0.146	0.092	0.013	0.749	0.0009	0.0008	0.0028	0.9955
102.0	148.5	0.105	0.083	0.138	0.674	0.0003	0.0006	0.0446	0.9545
102.0	209.0	0.098	0.074	0.080	0.748	0.0019	0.0010	0.0349	0.9622
102.0	255.0	0.089	0.063	0.050	0.798	0.0042	0.0028	0.0325	0.9605

Jelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Acetonitri~~l~~ (3) - CO₂ (4)

Tem- peratur	Druck	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
°C	bar								
102.0	148.5	0.229	0.140	0.011	0.620	0.00006	0.00602	0.99392	
102.0	198.0	0.190	0.113	0.003	0.694	0.00005	0.00109	0.99887	
102.0	248.5	0.123	0.066	0.021	0.790	0.0007	0.0006	0.0043	0.9944
	149.5	0.078	0.062	0.206	0.6543	0.0003	0.0001	0.0554	0.9442
	206.0	0.110	0.080	0.080	0.730	0.0009	0.0004	0.0504	0.9483
	254.0	0.094	0.067	0.074	0.765	0.0031	0.0020	0.0486	0.9463

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Acetaldehyd (3) - CO₂ (4)

flüssige Phase (Molanteile) gasförmige Phase (Molanteile)

Temperatur Druck X_1 X_2 X_3 X_4 Y_1 Y_2 Y_3 Y_4

°C bar

102.0	145.0	0.246	0.146	0.005	0.603	0.0003	0.0015	0.9982	
102.0	20.95	0.112	0.069	0.009	0.810	0.0003	0.0001	0.0012	0.9984
102.0									
	154.0	0.124	0.095	0.110	0.671	0.0003	0.0003	0.0625	0.9369
	207.0	0.118	0.085	0.068	0.729	0.0014	0.0009	0.0394	0.9583

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Methylenchlorid (3) - CO₂ (4)

75.8	151.0	0.098	0.100	0.115	0.687	0.0002	0.0007	0.0337	0.9654
101.6	94.0	0.168	0.173	0.206	0.453	0.0001	0.0002	0.0429	0.9568
101.6	152.0	0.111	0.110	0.182	0.597	0.0001	0.0003	0.0599	0.9347
101.6	203.0	0.101	0.101	0.117	0.681	0.0005	0.0007	0.0397	0.9591
125.6	151.0	0.077	0.077	0.215	0.631	0.0084	0.0004	0.0784	0.9208
101.6	144.0	0.180	0.183	0.124	0.513	0.0001	0.0007	0.0342	0.9650

Oelsäure (1) - Stearinsäure (2) - Methylenchlorid (3) - Aethylen (4)

102.6	157.8	0.145	0.094	0.098	0.663	0.0003	0.0004	0.0284	0.9709
102.6	157.8	0.101	0.060	0.200	0.639	0.0008	0.0005	0.0923	0.9064
102.6	157.8	0.052	0.034	0.224	0.690	0.0055	0.0027	0.1767	0.8151

Phasengleichgewichte im System Ölsäure (1) - Stearinsäure (2) - Äthylen (3) - CO₂ (4)

P _{abs} bar	T °C	flüssige Phase				gasförmige Phase			
		x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
		Gew%				Gew%			
106,0	100	51,4	36,9	2,7	9,0	-	-	33,7	66,3
99,0		52,1	37,0	4,6	6,3	0,08	0,05	53,1	46,75
100,5		51,4	36,1	11,2	1,4	-	-	89,5	10,5

flüssige Phase						gasförmige Phase							
Temp °C	Druck bar abs	x ₁	x ₂	Molanteile		x ₃	x ₄	x ₅	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄	y ₅
102	106	0,265	0,180	-	-	-	-	0,555		0,0004	-	-	0,9999
	107	0,262	0,187	-		-	0,088	0,463	0	0	-	0,245	0,755
	100	0,286	0,202	-		-	0,164	0,348	0,0001	0,0001	-	0,4199	0,5799
	101	0,297	0,207	-		-	0,416	0,080	0	0	-	0,844	0,156
	106	0,137	0,121			0,208	0,091	0,443	0,00026	0,00023	0,0577	0,1836	0,7582
102,2	96	0,073	0,062			0,332	0,296	0,237	0,0001	0,0001	0,0550	0,5338	0,4110
	207	0,076	0,060			0,125	0,381	0,359	0,0019	0,0017	0,0707	0,4860	0,4397
	201,0	0,113	0,082			0,069	0,147	0,589	0,0008	0,0010	0,0325	0,1932	0,7725
	199,5	0,157	0,115			0,013	0,570	0,143	0,0001	0,0002	0,0081	0,7933	0,1983

100°C; 155 bar

Gleichgew. im quasiternären System										Verteilg. d. schwerflüchtigen Komp.													
flüssige Phase				gasf. Phase						flüssige Phase				gasf. Phase		Verteilungs- koeffizient							
$\sum X_1$	X_2	X_3	X_4	$\sum Y_1$	Y_2	Y_3	Y_4					X_1	X_2	X_{2b}	X_{2b}	Y_1	Y_2	Y_{2a}	Y_{2b}	$K_{1/2}$	K_2	K_3	K_4
Mol%				Mol%								Fl%				Fl%				Gesamt- system! schwerfl. Komp.			

Phasengleichgewichte im System Ölsäure (1) - Benzol (2) - CO₂ (3)

T	P _{abs}	flüss. Phase			gasf. Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
°C	bar	-	Gew%	-	-	Gew%	-
70,0	134,5	65,4	5,3	29,3	0,1	1,9	98,0
70,0	134,5	55,0	9,6	35,4	0,2	6,1	93,7
70,0	136,0	46,8	14,3	38,9	0,7	8,2	91,1
70,0	138,0	42,2	16,2	41,6	1,0	10,7	88,3
70,0	133,5	37,2	17,1	45,7	2,1	13,0	84,9
70,0	135,0	27,7	20,6	51,7	4,6	17,1	78,3
70,0	133,0				10,0	21,0	69,0

Phasengleichgewichte im System Ölsäure (1) - Stearinsäure (2) -
- Benzol (3) - Stickstoff (4)

flüssige Phase					gasförmige Phase				
T	P	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
°C	bar	Molanteile				Molanteile			
101,5	50,0	0,567	0,382	-	0,051	0,000017	0,000011	-	0,99997
101,2	102,5	0,531	0,357	-	0,112	0,00017	0,00011	-	0,9997
101,2	199,5	0,489	0,334	-	0,177	0,0002	0,00013	-	0,9997
100,8	321	0,437	0,308	-	0,256	0,00002	0,00003	-	0,99995
102,0	52,0	0,232	0,257	0,463	0,048	0,000016	0,000064	0,0353	0,9646
101,9	106	0,221	0,201	0,472	0,106	0,00008	0,00028	0,0157	0,9840
101,9	206	0,242	0,206	0,401	0,151	0,00002	0,00008	0,0124	0,9875

Phasengleichgewichte im System Ölsäure (1) - Stearinsäure (2) - Benzol (3) - Propan (4) - Äthylen (5)
Zusammensetzung koexistierender Phasen

Temp	Druck	flüssige Phase (Molanteile)					gasförmige Phase (Molanteile)				
		x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	x ₅	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄	y ₅
°C	bar										
102,4	153,0	0,106	0,072	-	0,444	0,378	0,0035	0,0026	-	0,5594	0,4345
102,6	105,0	0,101	0,069	-	0,333	0,497	0,0032	0,0024	-	0,3924	0,6020
102,2	102,0			einphasig			0,0154	0,0107	-	0,7691	0,2048
102,2	202,0			einphasig			0,0123	0,0089	-	0,6428	0,3359
102,2	251,0			einphasig			0,0107	0,0080	-	0,6239	0,3574
101,9	99,0			einphasig			0,0104	0,0669	0,0281	0,6947	0,2598
101,9	75,0			einphasig			0,0088	0,006	0,0455	0,6831	0,2565
102,2	64,5	0,071	0,061	0,048	0,617	0,203	0,0043	0,0036	0,0465	0,6810	0,2653
101,9	56,0	0,081	0,062	0,067	0,605	0,185	0,00073	0,00095	0,0380	0,6943	0,2660
101,7	154,5	0,164	0,121	0,049	0,148	0,519	0,0004(3)	0,00070	0,0115	0,1975	0,7899

		flüssige Phase				gasförmige Phase			
T	P	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
°C	bar _{abs}	Gew%				Gew%			
101,0	151,0	45,0	25,9	10,1	19,1	0,08	0,12	25,08	74,71
101,0	102,5	43,65	26,9	17,3	12,3	0,04	0,13	44,1	55,82
100,3	106,0	24,6	34,3	28,7	12,4	0,58	0,46	62,99	35,97

Phasengleichgewichte im S_1 em Sojaölsäure SJO5 Stearinsäure (1) - Ölsäure (2)
 Linolsäure (2a) - Linolensäure (2b) - Dimethylformamid (3) - Kohlendioxid (4)

Gleichgewicht im quasitern. System					
flüss. Phase			gasf. Phase		
$\sum X_1 X_2$	X_3	X_4	$\sum Y_1 Y_2$	Y_3	Y_4
Mol%			Mol%		
			75,0 °C, 198 bar		
20,1	-	79,9	0,11	-	99,89
16,9	2,2	80,9	0,43	0,59	98,98
13,1	6,0	80,9	0,59	0,41	99,00
8,1	7,2	84,7	1,04	1,43	97,53
2,6	9,6	87,8	3,1	3,76	93,10

Verteilung der schwerflüchtigen Stoffe									
flüssige Phase					gasf. Phase				
X_1	X_2	X_{2a}	X_{2b}		Y_1	Y_2	Y_{2a}	Y_{2b}	
Fl%					Fl%				
1,5	28,0	56,8	2,7		1,6	28,0	55,6	2,9	
1,7	28,8	55,7	2,7		1,6	28,4	48,0	2,5	
1,9	24,0	48,5	2,6		1,6	27,9	55,8	2,9	
2,1	34,9	47,6	2,1		1,6	28,2	56,4	3,0	
2,3	38,2	43,4	1,9		1,7	28,3	57,4	3,1	

Phasengleichgewichte im System Sojaölfettsäure SJO5 Stearinsäure (1) - Ölsäure (2) -
 Linolsäure (2a) - Linolensäure (2b) - Dimethylformamid (3) - Äthylen (5)

Gleichgewichte im quasitern. System						Verteilung der schwerfl. Stoffe							
flüss. Phase			gasf. Phase			flüss. Phase			gasf. Phase				
X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃	X ₁	X ₂	X _{2a}	X _{2b}	Y ₁	Y ₂	Y _{2a}	Y _{2b}
Mol %						Fl %							
70,0°C, 200 bar													
26,3	-	73,7	0,17	-	99,83	1,7	30,0	56,4	2,0	1,7	30,1	55,3	2,4
18,7	6,5	74,8	0,27	0,21	99,52	1,6	27,7	59,9	2,9	1,6	28,7	58,8	2,6
12,2	22,6	65,2	0,20	1,24	98,56	1,9	26,8	60,0	3,0	1,7	29,5	58,0	2,6
11,5	21,9	66,6	0,16	2,02	97,82	1,8	28,7	58,3	2,7	2,5	41,2	43,6	1,5
7,2	28,1	64,7	0,19	2,81	97,00	1,7	27,5	59,9	3,1	2,1	29,1	58,3	2,7
7,0	29,7	63,3	0,17	2,98	96,85	1,9	31,4	53,6	2,5	2,8	47,6	32,2	1,2
5,5	31,7	62,8	0,20	3,58	96,22	1,6	26,9	59,7	3,2	1,8	29,2	58,2	2,7
3,0	34,8	62,2	0,11	4,17	95,72	2,3	40,9	45,4	1,8	2,8	43,1	59,0	1,3
3,8	33,6	62,6	0,29	4,81	94,90	1,7	29,6	50,3	3,1	1,6	27,6	59,1	2,9

Phasengleichgewichte im System Stearinsäure (1) - Ölsäure (2) - Linolsäure (2a) -
 Linolensäure (2b) - Tetrahydrofuran (3) - Kohlendioxid (4)

Gleichgewichte im quasiternären System					
flüssige Phase			gasförmige Phase		
$\sum X_1, X_2$	X_3	X_4	$\sum Y_1, Y_2$	Y_3	Y_4
Gew%					
70,0 °C; 151,0 bar abs.					
72,9	-	27,1	0,38	-	99,62
60,9	2,6	36,5	0,58	2,06	97,36
50,7	7,3	42,0	1,85	4,16	93,99
45,9	9,4	44,7	1,95	5,35	92,70
38,2	11,5	50,3	4,35	7,23	88,42
14,6	12,4	73,0	14,6	12,4	73,0

* addiert sich nicht auf 100%,
 da einige Komponenten der
 GC-Analyse nicht aufgeführt
 sind.

Verteilg. d. schwerflüchtigen Komponenten *									
flüssige Phase					gasförmige Phase				
X_1	X_2	X_{2a}	X_{2b}		Y_1	Y_2	Y_{2a}	Y_{2b}	
Fl%					Fl%				
6,4	24,7	17,5	36,3						- keine Analyse möglich -
5,8	21,9	17,3	40,8		5,5	21,6	17,3	40,0	
5,9	22,2	17,4	40,5		5,6	21,6	17,2	40,3	
6,0	22,0	17,4	40,6		6,0	22,4	17,3	38,9	
6,0	21,9	17,4	40,6		5,8	21,6	17,6	40,8	
7,3	25,5	17,2	34,3		7,3	25,5	17,2	34,3 ⁺	

+Einphasigkeit

Phasengleichgewichte im System Glycerin (1) - Äthanol (2) - Kohlendioxid (3)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

P _{abs}	T	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
bar	°C	Molanteile					
145	100,0	0,320	0,397	0,283	0,0001	0,0535	0,9464
199	100,0	0,597	0,181	0,222	0,0048	0,0899	0,9053

Phasengleichgewichte im System Homödan (Stearinsäureglyceride) [Diglyceride (1) -
- Monoglyceride (2)] - Aceton (3) - Kohlendioxid (4)

Verteilung der schwerflüchtig. Stoffe

flüssige Phase				gasförmige Phase				flüssige Phase				gasf. Phase	
$\Sigma \text{Triglyc.}$ x_1, x_2	x_3	x_4	$\Sigma \text{Triglyc.}$ y_1, y_2	y_3	y_4	x_1	x_2	Triglyc.	y_1	y_2	Triglyc.	$\alpha_{21} = \frac{k_2}{k_1}$	
Gew%		Gew%		Gew%		Fl%							
100,5°C; 135 bar													
86,0	0	14,0	-	-	-	35,5	61,4	3,1	14,8	85,2	(0,7)	(3,3)	
50,7	17,9	31,4	0,3	12,5	87,2	37,5	56,0	6,5	8,7	90,8	0,6	7,0	
39,9	22,4	37,7	0,8	16,6	82,6	42,2	47,0	10,9	26,3	72,2	1,5	2,5	
44,8	18,7	36,5	3,1	17,5	79,3	69,8°C; 135 bar							
47,0	14,7	38,3	4,6	15,4	80,0	36,4	60,2	3,4	16,5	83,5	-	3,0	
46,5	14,6	38,9	4,7	15,8	79,5	110,0°C; bar							
43,9	21,6	34,5	0,4	17,9	81,7	38,4	57,2	4,4	23,6	76,2	0,2	2,2	
24,4	31,0	44,6	0,8	23,6	75,6	43,5	54,2	2,3	26,0	73,9	0,1	2,3	
10,0	36,8	53,2	einphasig										

Phasengleichgewichte im System Palmöl (1) - Äthanol (2) - CO₂ (3)

quasiternäres Gleichgewicht										Verteilung der schwerflüchtigen Stoffe									
flüssige Phase					gasf. Phase					flüssige Phase					gasförmige Phase				
P _{abs}	T	X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃	freie Fett-säuren		Mono-glyc.	Di-glyc.	Tri-glyc.	freie Fett-säuren		Mono-glyc.	Di-glyc.	Tri-glyc.		
bar	°C	Gew%			Gew%			Gew%			Gew%			Gew%			Gew%		
137,0	89,5	35,2	21,7	43,1	0,5	9,8	89,7												
136,4	89,5	28,0	25,1	46,9			einphasig?												
139,9	110,0	43,8	17,5	38,7	0,2	9,5	90,3	11,5		1,1	14,5	72,9	96,7		3,3	-	-		
215,2	70,0	51,4	5,9	42,7	5,5	11,0	83,5	5,9		0,1	6,8	87,2	33,0		0	7,9	59,1		
175,1	70,0	53,1	6,7	40,2	4,6	11,0	84,4	6,7		0,1	11,0	82,2	26,0		0,3	5,1	68,0		
102,0	70,0	45,1	18,3	36,6	0,7	2,2	97,1	9,3		0,1	5,8	84,8	31,9		-	-	68,1		
214,2	92,0	54,1	7,0	38,9	2,8	10,9	86,3	4,6		-	5,4	90,0	37,0		-	11,4	51,6		
212,0	111,8	57,9	6,6	35,5	2,0	11,2	86,8	11,3		1,8	22,1	64,8	64,1		5,4	14,7	15,5		
61,0	50,5	51,2	24,3	24,5	0,0	1,0	99,0												
77,0	50,5	37,5	26,5	36,0	0,3	1,8	97,9												
104,1	50,5	52,8	8,9	38,3	5,0	14,6	80,4						28,1		-	13,2	58,7		
176,1	50,5	46,9	9,9	43,2	8,3	12,4	79,3						10,9		-	10,6	78,5		
82,1	49,0	26,5	27,8	45,7	1,3	0,6	98,1												
80,7	49,0	32,8	26,4	40,8	3,7	1,1	95,2												
92,8	49,0	53,0	9,9	37,1	2,4	12,1	85,5						49,3		-	2,4	48,3		

Verteilung der schwerflüchtigen Stoffe

quasiternäres Gleichgewicht

flüssige Phase					gasf. Phase			flüssige Phase				gasf. Phase						
T	P	x ₁	x ₂	x ₃	y ₁	y ₂	y ₃	freie Fett- säuren	Mono- glyc.	Di- glyc.	Tri- glyc.	freie Fett- Säuren	Mono- glyc.	Di- glyc.	Tri- glyc.			
°C	bar	Gew%			Gew%			Gew%				Gew%						
133,8	51,0	73,0	-	26,1	0,0	-	100,0	14,8	2,7	9,3	73,2	-	-	-	-			
134,2	51,0	62,4	4,6	33,0	0,1	2,7	97,2	8,3	0,6	9,6	81,5	-	-	-	-			
135,0	51,0	54,2	7,8	38,0	4,6	11,4	84,0	6,8	-	10,1	83,1	52,7	1,1	12,8	33,4			
132,0	51,0	45,8	13,0	41,2	7,4	16,4	76,2	6,0	-	9,4	84,6	26,4	-	9,9	63,7			
140,8	51,0	15,9	23,9	60,2	19,8	22,9	57,3	einphasig										
138,9	51,0	54,4	7,6	38,0	4,8	12,6	82,6	8,4	0,4	9,0	82,2	44,1	1,8	10,9	43,2			
139,8	72,0	74,3	-	25,7	0,0	-	100,0	7,5	0,4	7,8	84,3	65,0	1,7	4,3	29,0			
138,0	72,0	61,0	7,1	31,9	0,6	4,6	94,8	8,4	0,4	10,2	81,0	86,4	1,3	1,7	10,6			
139,0	72,0	56,7	9,5	33,8	0,7	6,7	92,6	7,9	0,6	10,4	81,1	83,2	2,3	5,8	8,7			
136,8	72,0	54,1	9,6	36,3	0,9	8,4	90,7	8,6	0,5	10,5	80,4	66,2	1,9	7,6	24,3			
136,5	71,5	65,2	4,0	30,8	0,7	3,8	95,5	7,2	0,1	8,3	84,4	96,7	1,0	-	2,3			
138,0	71,5	58,9	6,9	34,2	0,5	6,4	93,1	6,5	0,1	7,8	85,6	66,7	2,3	7,3	23,7			
136,1	71,5	52,4	9,6	38,0	0,9	9,8	89,3	9,7	0,3	12,0	78,0	(93,5	3,0	1,4	2,1)			
139,0	71,5	51,3	9,4	39,3	1,7	12,9	85,4	7,2	0,4	10,5	81,9	39,2	3,4	17,8	39,6			
135,8	71,5	47,8	11,7	40,5	4,4	16,4	79,2	8,3	0,7	15,4	75,6	30,8	4,2	22,9	42,1			
138,0	71,5	41,1	14,9	44,0	5,3	19,4	75,3	7,9	0,8	10,9	80,4	26,2	1,3	23,9	48,6			

Phasengleichgewichte im System Palmöl+Ölsäure (1) - Äthanol (2) - CO₂ (3)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

quasiternäres Gleichgewicht

P abs bar	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
		Gew%					
143	70,0	53,2	7,7	39,1	1,6	8,6	89,8
141	70,0	55,6	8,6	35,8	1,8	7,8	90,4
139	70,0	63,9	6,1	30,0	2,1	7,0	90,9
140	70,0	81,8	1,1	17,1	2,6	6,5	90,9

Verteilung schwerflüchtiger Komponenten

flüss. Phase			gasf. Phase		
X _{FFS}	X _{Di}	X _{Tri}	Y _{FFS}	Y _{Di}	Y _{Tr}
Gew%					

Phasengleichgewichte im System Squalan (1) - CO₂ (2) - Wasserstoff (3)

Zusammensetzung koexistierender Phasen

flüssige Phase

gasförmige Phase

T	P _{abs}	X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
°C	bar	Molanteile					
70,0	318	0,447	0,327	0,226	0,0	0,201	0,799
70,0	574	0,397	0,229	0,374	0,0	0,147	0,853
70,0	553	0,382	0,286	0,332	0,0	0,125	0,875
70,0	304	0,286	0,538	0,176	0,0002	0,5569	0,4429
70,0	652	0,261	0,472	0,267	0,0	0,416	0,584
100,0	679	0,263	0,371	0,366	0,0	0,312	0,688
150,0	306	0,378	0,622		0,0		1,0
150,0	385	(0,315)	(0,685)		0,0004		0,9990
150,0	495	0,329	0,356	0,315	0,0001	0,3109	0,6890
150,0	665	0,293	0,322	0,385	0,0001	0,2280	0,7719
70,0	651	0,150	0,539	0,311	0,0024	0,3432	0,6544

Zusammensetzung koexistierender Phasen
Studienarbeit Tiegs

P abs	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		x ₁	x ₂	x ₃	y ₁	y ₂	y ₃
bar		Öls/Stears			Gew%		
153,5	70,0	34,8/34,8	1,5	28,9	0,5/0,5	0,4	98,6
151,5	70,0	32,8/32,8	2,2	32,2	0,9/0,9	1,3	96,9
151,0	70,0	30,9/30,9	3,2	35,0	1,1/1,1	3,6	94,2
151,0	70,0	30,6/30,6	5,6	33,2	0,9/0,9	6,3	91,9
154,0	70,0	30,3/30,3	8,4	31,0	1,6/1,6	7,3	89,5
154,5	70,0	29,8/29,8	9,4	31,0	2,2/2,2	9,2	86,4

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Studienarbeit Tiegs

P _{abs} bar	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		x ₁	x ₂	x ₃	y ₁	y ₂	y ₃
		Öls/Stears			Gew%		
143	123,0	29,6/29,6	13,4	27,4	0,2/0,2	1,5	98,1
143	123,0	27,4/27,4	15,7	29,5	0,2/0,2	1,5	98,1
144	123,0	26,15/26,15	14,6	33,1	0,1/0,1	2,5	97,3
143	123,0	20,3/20,3	23,0	36,4	0,3/0,3	2,7	96,7
147	123,0	17,7/17,7	26,7	37,9	0,4/0,4	4,5	94,7

Zusammensetzung koexistierender Phasen
Studienarbeit Tiegs

P _{abs} bar	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
		Öls/Stears					
217	159,0	34,2/34,2	3,5	28,1	0,4/0,4	1,9	97,3
217	159,0	29,1/29,1	9,0	32,8	1,2/1,2	6,2	91,4
215,8	159,0	25,4/25,4	11,5	37,6	2,4/2,4	4,3	90,9
214,0	159,0	22,2/22,2	16,5	39,1	0,7/0,7	6,2	92,2
213,0	159,0	24,6/24,6	9,3	41,5	2,3/2,3	4,0	91,5
214,0	159,0	21,6/21,6	14,6	42,2	1,0/1,0	6,2	91,8
217,0	159,0	18,4/18,4	13,7	49,7	2,2/2,2	3,5	92,1

Gew%

Phasengleichgewichte im System Stearinsäureglyzeride (1) - Äthanol (2) - CO₂ (3)

quasiternäres Gleichgewicht

P _{abs} bar	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		X ₁	X ₂	X ₃	Y ₁	Y ₂	Y ₃
		Gew%			Gew%		
153,0	70,0	62,4	9,0	28,6	0,4	2,3	97,3
139,0	70,0	41,6	17,1	41,3	1,0	6,8	92,2
139,0	70,0	34,2	20,8	45,0	2,1	9,3	88,6
138,0	70,0	24,9	11,7	63,4	29,5	11,6	58,9

Verteilung schwerflüchtiger Stoffe

Gew%								
X _{FFS}	X _{Mono}	X _{Di}	X _{Tri}	Y _{FFS}	Y _{Mono}	Y _{Di}	Y _{Tri}	
-	-	-	-	-	-	-	-	-
0,8	57,1	39,1	3,0	5,5	47,6	45,7	1,2	
0,8	61,4	33,9	3,9	1,5	97,7	18,3	0,5	
0,9	57,0	39,2	2,9	-	-	-	-	

sengleichgewichte im System Ölsäuremonoglyceride (1) - Methanol (2) - Kohlendioxid (3)

säuremonoglyceride": 66 Gew% Monoglyceride, 23 Gew% Diglyceride, 2 Gew% Triglyceride,
Gew% Glycerin

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Diplomarbeit Düsel

os ar	T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		x_1	x_2	x_3	y_1	y_2	y_3
		Gewichtsanteile					
1	100	0,581	0,164	0,255	0,0003	0,0075	0,9922
5		0,495	0,155	0,350	0,0041	0,0553	0,9406
4		0,434	0,157	0,409	0,0204	0,0800	0,8996
3		0,412	0,131	0,457	0,0557	0,0835	0,8608
5	50	0,392	0,122	0,486	0,0477	0,0622	0,8901
3	75	0,447	0,130	0,423	0,0130	0,0465	0,9405
9	125	0,653	0,1087	0,240	0,0025	0,0509	0,9466

Phasengleichgewichte im System Ölsäuremonoglyzeride (1) - Methanol (2) - Äthylen (3)

"Ölsäuremonoglyzeride": 66 Gew% Monoglyzeride, 23 Gew% Diglyzeride,
2 Gew% Triglyzeride, 9 Gew% Glyzerin

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Diplomarbeit Düsel

P _{abs}	T	flüssige Phase			gasförmige Phase		
		x ₁	x ₂	x ₃	y ₁	y ₂	y ₃
bar	°C	Gewichtsanteile					
150	50	0,443	0,237	0,320	0,0530	0,0406	0,9064
152	50	0,648	0,115	0,237	0,0308	0,0151	0,9541
156	75	0,497	0,222	0,281	0,0295	0,0503	0,9202
154	75	0,705	0,093	0,202	0,0248	0,0236	0,9516
108	100	0,652	0,181	0,167	0,0038	0,0392	0,9570
154	100	0,742	0,086	0,172	0,0174	0,0366	0,9460
152	100	0,569	0,194	0,237	0,0162	0,0649	0,9189
157		0,588	0,181	0,231	0,0366	0,0625	0,9009
209		0,555	0,155	0,290	0,0890	0,0673	0,8437
254		0,553	0,138	0,309	0,1372	0,0813	0,7815
156	156	0,597	0,185	0,218	0,0173	0,1092	0,8735

"Ölsäuremonoglyzeride" : 66 Gew% Monoglyzeride, 23 Gew% Diglyzeride, 2 Gew% Triglyzeride,
Gew% Glycerin

Zusammensetzung koexistierender Phasen

Diplomarbeit Düssel

Temperatur T °C	flüssige Phase			gasförmige Phase		
	x_1	x_2	x_3	y_1	y_2	y_3
	Gewichtsanteile					
100	0,597	0,235	0,168	0,0015	0,1129	0,8856
100	0,686	0,117	0,197	0,0118	0,1144	0,8738
158	0,607	0,174	0,219	0,0125	0,1809	0,8066
	0,602	0,135	0,263	0,0523	0,1474	0,8003
	0,537	0,145	0,318	0,1010	0,1534	0,7456
50	0,666	0,089	0,245	0,0204	0,0712	0,9084
75	0,646	0,119	0,235	0,0153	0,1242	0,8605
125	0,679	0,139	0,182	0,0082	0,1421	0,8497

Druck: Höfer & Limmert, Inh. M. Mayer, Erlangen